SEE FOLLOWING NOTE

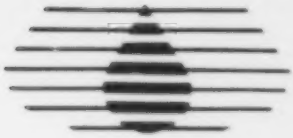
VOIR NOTE CI-APRÈS

THE FOLLOWING PAGES WERE NOT RECEIVED WITH ORIGINAL DOCUMENT AND THEREFORE HAVE NOT BEEN REPRODUCED:

381-390

PUISQUE LES PAGES SUIVANTES N'ONT PAS ÉTÉ REÇUES AVEC LE DOCUMENT ORIGINAL ELLES N'ONT PAS ÉTÉ REPRODUITES:

381-390



Compte Rendu / Proceedings

14e SYMPOSIUM INTERNATIONAL SUR LE TRAITEMENT DES EAUX USÉES et 3e ATELIER SUR L'EAU POTABLE

14th INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON WASTEWATER TREATMENT and 2nd WORKSHOP ON DRINKING WATER

Hôtel Le Méridien
du 12 au 14 Novembre 1991
Montréal, (Québec)

Le Méridien Hotel
November 12 to 14, 1991
Montréal, (Québec)

AQTE

Gouvernement du Québec
Ministère de l'Environnement

Société québécoise d'assainissement des eaux

Environnement Canada

Environment Canada

Communauté urbaine de Québec

Le Centre St-Laurent

PROCEEDINGS

COMPTE RENDU

14e
Symposium international sur le traitement des eaux usées

les 12 et 13 novembre 1991

3e
Atelier sur l'eau potable

le 14 novembre 1991

Hôtel le Méridien
Montréal(Québec)

14th
International Symposium on Wastewater Treatment

November 12 and 13, 1991

3rd
Workshop on Drinking Water

November 14, 1991

Le Méridien Hotel
Montréal, Québec

COMITÉ ORGANISATEUR

ORGANIZING COMMITTEE

Gouvernement du Québec
Ministère de l'Environnement
5199, rue Sherbrooke est
Edice "A", bureau 4800
Montréal (Québec)
H1T 3X9

Société québécoise d'assainissement des eaux
1055, boul. René-Lévesque est
10e étage
Montréal (Québec)
H2L 4S5

Association québecoise des techniques de l'eau
407, boul. Saint-Laurent
Bureau 500
Montréal (Québec)
H2Y 2Y5

Environnement Canada
Conservation et Protection
Ottawa, Ontario
K1A 0H3

Le Centre Saint-Laurent
Environnement Canada
Montréal (Québec)
H2Y 2E7

Communauté urbaine de Québec
399 rue St-Joseph est
Québec (Québec)
G1K 8E2

92-01703/

AVIS

Les textes et renseignements contenus dans le présent rapport sont publiés tels qu'ils ont été présentés par les conférenciers à l'occasion de la conférence. Toutes les déclarations et opinions paraissant dans ce rapport sont celles des conférenciers; elles ne sont ni approuvées ni rejetées par les organisateurs. La mention de marques de commerce ou de produits commercialisés ne constitue ni une approbation ni une recommandation d'emploi.

NOTICE

The materials and information contained herein are published in the exact form as presented to the sponsors by the conference speakers. Any statements or views presented are entirely those of the speakers and are neither condoned nor rejected by the sponsors. Mention of trade names or commercial products does not constitute endorsement or recommendation for use.

* Pour obtenir des exemplaires supplémentaires de ce compte rendu, veuillez communiquer avec:

Publications
Protection de l'environnement
Environnement Canada
Ottawa (Ontario)
K1A 0H3

No. de tél.: (819) 953-5921

* Additional copies of the Proceedings may be obtained from:

Publications
Environmental Protection
Environment Canada
Ottawa, Ontario
K1A 0H3

Tel.: (819) 953-5921

Ministre des Approvisionnements et Services Canada 1991
N° de cat. En44-14/1991
ISBN 0-662-58633-6

Minister of Supply and Services Canada 1991
Cat. No. En44-14/1991
ISBN 0-662-58633-6

PRÉFACE

Le Comité organisateur du 14e Symposium sur le traitement des eaux usées est très heureux de vous souhaiter la plus cordiale des bienvenues à cet événement annuel. Le succès toujours croissant de cette conférence est le résultat de votre appui constant.

Le Symposium est dorénavant reconnu comme étant à la fine pointe du transfert technologique en matière de traitement des eaux usées au Canada. Il a aussi acquis une excellente réputation internationale grâce au haut niveau d'échange scientifique qu'il a réussi à procurer.

Le Symposium s'adresse aux spécialistes dans les domaines de la recherche, de la conception, de l'exploitation et de la conception, de l'exploitation et de la gestion d'installations de traitement des eaux usées. Le principal objectif du Symposium est de promouvoir et de diffuser l'expertise des techniques du traitement des eaux usées domestiques et industrielles.

Cette année vient s'ajouter encore le 3e Atelier sur l'eau potable. Cette session permettra aux spécialistes de l'eau potable de se rencontrer et d'échanger sur les récents développements dans leur domaine.

Le Comité organisateur de la Conférence tient à remercier les conférenciers et les animateurs du Symposium et de l'Atelier de leur précieuse collaboration.

PREFACE

The Organizing Committee of the 14th Symposium on Wastewater Treatment is extremely pleased to welcome you to this annual event. The constantly increasing success of this conference is the result of your continued support.

The Symposium has become a leading forum for the exchange of wastewater technology in Canada. The degree of excellence in technology transfer that the Symposium provided has also gained international recognition.

The Symposium is intended for specialists working in research and the design and the operation of wastewater treatment facilities. The principal objective of this symposium is to promote the exchange of state-of-the-art expertise in the field of municipal and industrial wastewater treatment.

This year we are presenting the 3nd Workshop on Drinking Water. The session's objective is to permit all of drinking water specialists to meet and discuss the newest technologies of this specialty.

The Organizing Committee wishes to record its appreciation of the effort of the speakers and the moderators of both the Symposium and the Workshop.

Denis Lapointe,	Ronald Zaloum,	Éric Bouchard	Hubert Demard
Kamal Karazivan,	Lisette Provencher,	Thérèse Drapeau,	Lise Gendron,
Jean-François Demers		Pierre Lafrance	

TABLE DES MATIERES
TABLE OF CONTENTS

page

Session: Assainissement industriel/Industrial Wastewater Treatment

Sols contaminés par l'industrie de la préservation du bois: extraction et photodéchloration du PCP (Laboratory Extraction and Photodechlorination of PCP Contaminated Soil from the Wood Preserving Industry) 1

P. Sylvestre, J. Hawari et R. Mayer
Centre Saint-Laurent - Montréal (Québec)
Institut de recherche en biotechnologie
École Polytechnique

Nouveaux potentiels de la digestion anaérobie dans le milieu industriel (New Potential Applications for Anaerobic Digestion in the Industrial Sector) 25

R. Samson, S. Guiot et D. Morissette
Institut de recherche en biotechnologie
- Montréal (Québec)
Centre québécois de valorisation de la biomasse
- Sainte-Foy (Québec)

Dégradation du phénol par fermentation méthanique (Anaerobic Degradation of Phenol) 31

J.G. Bisaillon
Institut Armand-Frappier - Montréal (Québec)

Management of Wastewater in a Light Vehicle Manufacturing Company in Egypt (Traitement des eaux usées d'une usine de montage de véhicules automobiles en Égypte) 33

F.A. El-Gohary, I. Abo, El-Ela, H.M. El-Komah et H. I. Aly
National Research Center - Cairo, Egypt

Demonstration of a Thermal Gas-phase Reduction Process (Procédé de réduction thermique en phase gazeuse: résultats d'essais de démonstration) 39

J. Nash
Eco Logic Int. Inc. - Rockwood (Ontario)

Traitement par évaporation forcée: d'eaux fortement chargées en pollution: procédé Airbi-Eau (Forced evaporation Technology for the Treatment of High Strength Wastes: the Airbi-Eau Process) 41

D. Amar et P. Courant
France Déchets Conseils
Gargenville, France

TABLE DES MATIERES (suite)
TABLE OF CONTENTS (cont'd)

page

Prise en charge des problèmes environnementaux chez Stelfil (Environmental Audit and Pollution Abatement at Stelfil) 51

D. Barras
Stelfil Inc. - Montréal (Québec)

Essais de traitement par le procédé biocarbone à la papetière Daishowa (Biofiltration Pilot Test at the Daishowa Pulp Mill Using the Biocarbon Process) 57

F. Séguin et B. Tremblay
John Meunier Inc. - Montréal (Québec)
Les Produits Forestiers Daishowa - Québec (Québec)

Caractérisation du lixiviat d'un lieu d'enfouissement sanitaire et traitement par un réacteur anaérobie à film fixe (Anaerobic Fixed Film Treatment of a Sanitary Landfill Leachate) 73

J.C. Frigon
Institut Armand-Frappier - Montréal (Québec)

The Effective Environmental Audit (Évaluation environnementale efficace) 75

J.W. Hotchkies
Pyxis Systems Group Inc.
Burlington (Ontario)

Évaluation chimio-toxique des rejets industriels liquides par un indicateur de réduction des toxiques: le modèle CHIMIOTOX (Evaluation of the Chemio-toxic Potential of Industrial Liquid Effluents Using a Toxics Reduction Indicator: the Chemiotox Model) 81

V.K. Nguyen
Le groupe SNC Inc. - Montréal (Québec)

Recent Applications of Environment Canada's Mobile Enhanced Oxydation Unit (Mise en application récente de l'unité mobile) d'oxydation avancée développée aux laboratoires d'Environnement-Canada) 83

L. Keller
Environment Canada - Ottawa (Ontario)

TABLE DES MATIERES (suite)
TABLE OF CONTENTS (cont'd)

page

Session: Assainissement Urbain/Urban Wastewater Treatment

Le contrôle des réseaux d'interception de Laval et la conception intégrée des ouvrages d'assainissement (The City of Laval Interceptor Network Control and Integrated Design of the Wastewater Treatment Plant) 107

P. Lavallée
Asseau Inc. - Ville Laval (Québec)
D. Burroughs et P. Lamarre
Ville de Laval (Québec)

Utilisation d'indices basés sur les dépassements de critères pour évaluer la qualité de l'eau du fleuve Saint-Laurent en fonction de son utilisation pour la consommation (Assessing the Saint-Lawrence River Water Quality as a Source of Drinking Water Using Indicators Based on River Water Quality Criteria Overshoot) 125

A. Lamarche
Environnement Canada,
Centre Saint-Laurent - Montréal (Québec)

Modélisation dynamique de la performance d'un décanteur lamellaire pitole (Dynamic Modelling of the Performance of a Pilot Scale Lamella Clarifier) 127

D. Martel et P. Lessard
Les consultants BPR
Université Laval
Québec (Québec)

Données sur la performance des ouvrages d'assainissement du PAEQ pour l'année 1990 (Date on the Performance of Wastewater Treatment in the PAEQ for 1990) 149

J. Dartois
Ministère de l'Environnement du Québec
Sainte-Foy (Québec)

La gestion dynamique des eaux de débordement de réseau unitaire sur le territoire de la Communautés urbaine de Québec (Dynamic Management of the Unitary Network Overflow in the QUC Territory) 495

J.P. Villeneuve
INRS-Eau, Asseau inc,
Les consultants BPR - Québec (Québec)

TABLE DES MATIERES (suite)
TABLE OF CONTENTS (cont'd)

page

Infiltration-percolation par bassins d'infiltration des eaux résiduaires urbaines (état de l'art) (Wastewater Treatment by Infiltration and Percolation (State-of-the-Art)) 167

J. Lesavre et G. Cherier
Agence de l'eau Seine-Normandie
Colombes, France

Session: Gestion des boues/Sludges Management

Le guide de bonnes pratiques sur la valorisation sylvicole des boues de stations d'épuration des eaux usées municipales (Guide for Using Municipal Wastewater Treatment Sludges in Forest Soil Amendment Applications) 179

Yvon Grenier, et J.M. Veilleux
Ministère des forêts
Sainte-Foy (Québec)

Déshydratation, sur lits de séchage, de boues d'étangs aérés facultatifs conditionnées chimiquement ou par gel-dégel (Drying Bed Dewatering Process for Aerated Lagoon Sludges) 189

M.A. Desjardins et N. Roy
Bertrand Roy Experts-Conseils
Ville d'Anjou (Québec)

Séchage et granulation des boues d'épuration (Drying and Granulation of Wastewater Treatment Sludges) 195

F. Nault
Produits d'acier Berlie Ltée
La Prairie (Québec)

Composting Sewage Sludge by Means of Forced Aeration at the West Windsor Pollution Control Plant, Windsor, Ontario (Compostage des boues d'égout par aération forçée à l'usine de dépollution à West Windsor, Windsor (Ontario) 205

L. Romano
Ville de Windsor (Ontario)

Digestion aérobie thermophyle auto-thermique des boues (Aerobic Thermophilic Authothermal Digestion of Sludges) 221

P. Grulois, J. Aguillon, J. M. Audic, C. Fayoux
Labo Central - La Lyonnaise des Eaux-Dumez
Le Pecq, France

TABLE DES MATIERES (suite)
TABLE OF CONTENTS (cont'd)

page

Biological Treatment and Bacterial Regrowth in Distribution Systems: The Regulatory Approach (Le traitement biologique et la recroissance bactérienne dans les réseaux de distribution: l'approche réglementaire 231

W. Robertson and R.S. Tobin
Santé et bien-être sociale Canada
Ottawa (Ontario)

Approche réglementaire québécoise dans le domaine de l'eau potable (The Regulatory Approach for Drinking Water in Québec) 237

S. Théberge
Ministère de l'Environnement du Québec

Session: Traitement biologique/Biological Treatment

Formation et enlèvement par filtration d'aldehydes formés par l'ozonation d'eaux potables (Formation and Removal in Filters of Aldehydes by the Ozonation of Drinking Water) 243

W.H. Glaze et H. Weinberg
University of North Carolina
Chapel Hill, NC, USA

Application of Bioligical Processes to Current Treatment Operations (Application de procédés biologique à l'exploitation d'usines de treatement des eaux) 245

M.W. LeChevalier
American Water Works Service Company Inc.,
Belleville, IL, USA

Le bilan sur le traitement biologique de l'eau potable (A review of Biological Treatment in Drinking Water) 305

M. Prévost et R. Desjardins
École Polytechnique, Montréal (Québec)
P. Lafrance, Ville de Laval (Québec)

Performance of Biofiltration on an Ozonated, Highly-Colored Ground Water (Évaluation de la filtration biologique pour le traitement d'eaux ozonées souterraines fortement colorées) 307

E.M. Aieta
James M. Montgomery Consulting Engineers Inc.
Pasadena, CA, USA

TABLE DES MATIERES (suite)
TABLE OF CONTENTS (cont'd)

page

Étude de fonctionnement des filtres biologiques à charbon actif biologique de l'usine Choisy-le-Roy (Performance of Biological Activated Carbon (BAC) Filtration: the Case of the Choisy-le-Roy Plant) 309

G. Bablon et Y. Lévi
Compagnie Générale des Eaux, France
P. Servais et G. Bilen
Université Libre de Bruxelles, Belgique

Enlèvement de la matière organique dans les filtres CAB (Removal of organic matter in BAC Filters) 331

N. Merlet et Y. Merlet,
Université de Poitiers, France
M. Prévost, École Polytechnique,
Montréal (Québec)
J. Coallier, Laboratoire d'expertises
Ville de Laval (Québec)

Session: Recroissance bactérienne dans les réseaux/
Bacterial Regrowth in Distribution Systems

Distribuer une eau non chlorée: le challenge de la qualité (Distribution of Drinking Water without Chlorination: the Challenge of Quality) 365

Y. Lévi
Compagnie Générale des Eaux, France

Devenir de la matière organique biodégradable dans un réseau de distribution d'eau (Transformation of Biodegradable Organic Matter in a Distribution System) 379

L. Mathieu, J.-C. Block,
M. Florentz et P. Trepagne
NAN.C.I.E., Nancy, France

La définition biologique des eaux potables par un bioréacteur à membrane (Biological Denitrification of Drinking Water in a Membrane Bioreactor) 391

J. Manem, J. Mallevialle,
J. Chang et A. Huyard
Centre de recherche de la Lyonnaise
des Eaux-Dumez, Le Pecq, France

TABLE DES MATIERES (suite)
TABLE OF CONTENTS (cont'd)

page

Comparaison de la qualité de l'eau dans les réseaux de distribution de Ville de Laval:
- **influence du réseau et du traitement sur la qualité microbiologique;**
- **modélisation de l'enlèvement du COD**
(Assessment of Water Quality in the Distribution Systems of the City of Laval) 395

J. Coallier, J. Lavoie et D. Duchesne
Ville de Laval (Québec)
M. Prévost et R. Desjardins,
École Polytechnique de Montréal

Phénomène de recroissance bactérienne dans les systèmes de distribution d'eau potable au Québec (Bacterial Regrowth Drinking Water Distribution Systems in Quebec) 443

N. Brassard, F. Gamache et A. Riopel
Ministère de l'Environnement du Québec

Origine et contrôle des bactéries dans les réseaux de distribution d'eau potable (Origin and Control of Bacteria in Drinking Water Distribution System) 445

B.J. Brazos et J.T. O'Connor,
University of Missouri, Columbia

SOLS CONTAMINÉS PAR L'INDUSTRIE DE LA PRÉSERVATION DU BOIS
extraction et photodéchloration du PCP

par

Pierre Sylvestre[1], Jalal Hawari[2] et Raymond Mayer[3]

[1]: Centre St-Laurent
105, rue McGill
4ème étage
Montréal, Québec
H2Y 2E7

[2]: Institut de recherche en biotechnologie (CNRC)

[3]: École Polytechnique de Montréal

ÉTAT DE LA QUESTION

Le domaine de la préservation du bois représente un secteur important de l'industrie forestière. En effet, pour prévenir la pourriture du bois et l'attaque d'insectes, on a recours à des traitements chimiques en profondeur afin de prolonger la durée du bois dans l'emploi auquel il est destiné. Depuis 1985, sur les quatre substances différentes utilisées par l'industrie de la préservation du bois au Canada, le pentachlorophénol (PCP) et la créosote sont les plus couramment employés. Des solutions contenant de 3 à 6% de PCP dans de l'huile de pétrole sont utilisées pour le traitement des poteaux de lignes électriques et téléphoniques alors que des solutions de créosote pures ou mélangées à parts égales avec de l'huile de pétrole servent pour le traitement des dormants de chemin de fer. Les différents types de traitements pour la préservation du bois sont détaillés dans une série de publications d'Environnement Canada parues en 1988 (1).

À l'heure actuelle, il existe une cinquantaine d'usines de préservation du bois au Canada et certaines datent de plus d'un demi-siècle. Au Québec, sur les onze usines de préservation du bois en opération (2), quatre utilisent du PCP dans leurs procédés de traitement alors que deux emploient de la créosote (pouvant contenir de 10 à 70% d'hydrocarbures aromatiques polycycliques, HAP). Il existe une grande banque de données relatives à la toxicité du PCP et des HAP présents dans la créosote. Les données ont été étudiées à fond par divers organismes comme l'Organisation internationale du travail, l'*American Conference of Governemental Industrial Hygienist*, le Programme environnemental des Nations Unies, Environnement Canada, la Commission mixte internationale et l'EPA des États-Unis (1). Les industries de préservation du bois utilisent des procédés d'imprégnation qui génèrent des problèmes potentiels de contamination du sol. Durant les opérations, il peut y avoir des pertes de solutions de PCP et

de créosote, entraînant une contamination plus ou moins importante du sol. On identifie ainsi quatre zones cibles où la contamination du sol peut devenir un problème sérieux (3):

- autour des réservoirs d'entreposage des solutions et des condensats,
- près des réservoirs de traitement (autoclaves),
- dans les zones d'égouttement du bois fraîchement traité,
- dans les zones d'entreposage final du bois traité.

TECHNOLOGIES POTENTIELLES DE DÉCONTAMINATION

Les procédés **physico-chimiques** de décontamination de sols peuvent être regroupés en deux catégories distinctes: extraction des contaminants par lavage du sol et déchloration chimique des polluants. Les différentes technologies peuvent être utilisées *in situ* ou après excavation du sol sur le site même. Les propriétés spécifiques des contaminants présents dans les sols d'industries de préservation du bois (adsorption sur les fines particules de sols, liposolubilité des agents de préservation du bois, présence d'atomes de chlore pour le pentachlorophénol, etc.) permettent l'application des diverses techniques d'extraction des contaminants et de déchloration chimique (4).

Les technologies de **solidification/stabilisation** sont potentiellement applicables aux sols contaminés par du PCP et de la créosote. Par stabilisation, on entend les techniques conçues pour modifier chimiquement le sol contaminé de façon à détruire ou immobiliser les polluants qu'ils contiennent (5). De même, l'ajout de réactifs chimiques permet de réduire la solubilité ou la mobilité des contaminants. La solidification concerne les techniques visant à améliorer les caractéristiques physiques et de manutention du sol après stabilisation. Pour la décontamination des sols, les technologies éprouvées utilisent habituellement une combinaison des deux méthodes (solidification et stabilisation).

Les procédés de **destruction thermique** sont des technologies établies et qui ont fait l'objet de plusieurs essais pour la décontamination des sols. L'approche thermique implique la destruction complète de tout composé organique présent dans le sol. Les technologies thermiques de décontamination de sols sont variées:

1° fours rotatifs
2° fours à radiations infrarouges
3° réacteurs au plasma
4° lits fluidisés
5° pyrolyse
6° vitrification

Par contre, les techniques **biologiques** de restauration de sols contaminés *in situ* sont en plein essor présentement. Le concept de base est de favoriser les conditions de croissance des microorganismes, afin d'augmenter le catabolisme et le cométabolisme des contaminants organiques (6,7,8,9). L'emploi de biotechnologies de détoxification de sols est régi par plusieurs facteurs impliquant la biodégradabilité du contaminant, les conditions environnementales et l'hydrogéologie du site (10,11). Ainsi, l'utilisation de ces technologies s'avère problématique lorsque plusieurs contaminants, plus ou moins toxiques et à structures moléculaires plus ou moins complexes, sont présents dans le sol contaminé, ce qui est le cas pour les sols contaminés au PCP et à la créosote.

On peut retrouver au tableau 1 un résumé des avantages et inconvénients des différents types de technologies applicables au traitement de sols contaminés au PCP et à la créosote.

TABLEAU 1:RÉSUMÉ DES TECHNOLOGIES

1) Technologies physico-chimiques

Avantages
- Extraction du contaminant et récupération
- Coûts raisonnables (80 à 500$ US/t.m.)
- Procédé sur le site (avec excavation) permet de contrôler la lixiviation des contaminants
- Unités mobiles commerciales disponibles présentement
Désavantages
- Types de sol (sable = meilleure efficacité)
- Génèrent des effluents liquide (ou boues) pouvant représenter un volume important
- Procédés d'extraction à la vapeur (utilisables si composés organiques <5% dans le sol)
- Plusieurs procédés sont moins efficaces si la teneur en eau du sol est élevée

2) Technologies de solidification/stabilisation

Avantages

- Réduit la mobilité des contaminants et les possibilités de lixiviation
- Coûts de traitement faibles (60 à 130 $ US/t.m.)
- Unités commerciales transportables disponibles présentement

Désavantages

- Ne détruit pas le contaminant généralement
- Augmentation de volume (5 à 30%) du sol contaminé
- Efficacité non éprouvée sur des sols à fort contenu en polluants organiques (>20%)
- Limitation sur le contenu en chlore dans les sols (<10% environ)

3) Traitements thermiques

Avantages

- Technologies éprouvées (fours rotatifs)
- Installations mobiles commerciales disponibles
- Réduction de volume du sol contaminé après traitement
- Destruction de tout contaminant organique volatil

Désavantages

- Coûts d'exploitation très élevés (fours rotatifs conventionnels, radiations infrarouges, plasma, vitrification)
- Contrôle des émissions gazeuses très coûteux (produits de combustion incomplète, vapeurs de HCl, particules, métaux volatils, etc.)
- Accumulation de métaux lourds dans les cendres résiduelles (problèmes de disposition)
- Durée de vie des unités limitée à cause des produits corrosifs généralement formés pendant la combustion (vapeurs de HCl, etc.)
- Réutilisation du sol limitée (le sol décontaminé se retrouve parfois sous forme de cendre)

4) Biodétoxification

Avantages
- Faibles coûts (90-120$ US/t.m.)
- Possibilité de traitement in situ
- Détoxification du sol sans en altérer ses propriétés initiales
Désavantages
- Durée de traitement longue (traitement in situ)
- Certains composés résistent à la biodégradation (HAP ayant plus de cinq noyaux aromatiques)
- Interactions microorganismes/substrat difficiles dans les sols

ÉCHANTILLONNAGE ET ANALYSE DES ÉCHANTILLONS

L'échantillonnage des deux sites industriels a pour objectif principal d'obtenir des échantillons de sol présentant une contamination au PCP et à la créosote afin de réaliser des tests d'extraction de ces contaminants. Le but de ce programme d'échantillonnage n'est donc pas d'établir un profil de caractérisation complet de la contamination présente sur le site des deux usines de préservation du bois (12). Ainsi, trois types d'échantillons ont été prélevés à chaque usine:

- échantillon A: près du réservoir des condensats,
- échantillon B: dans la zone d'entreposage final des poteaux traités au PCP,
- échantillon C: dans une forêt avoisinante à environ 1 km de l'usine.

Les deux aires d'échantillonnage A et B ont été choisies à partir des zones cibles de contamination potentielle au PCP et à la créosote. Les échantillons de type C représentent le bruit de fond (échantillons non contaminés). Les échantillons ont tous été prélevés à 30 cm de profondeur dans le sol.

Un programme d'analyse a été élaboré en vue d'effectuer une caractérisation des échantillons de sol prélevés, ce programme portait sur les paramètres suivants:

- granulométrie,
- pH et % d'humidité,
- capacité d'échange cationique (CEC),
- métaux,
- huiles et graisses minérales,
- pentachlorophénol (PCP),
- hydrocarbures aromatiques polycycliques (HAP),
- autres polluants organiques.

Le traitement des échantillons pour les analyses de granulométrie a été effectué selon la méthode standard D 422 de l'*American Society for Testing and Materials* (ASTM) (13). La détermination du pH a été réalisée dans une solution de $CaCl_2$ 0,01 M selon la méthode utilisée dans le *Manuel de méthodes d'échantillonnage et d'analyse des sols* (Société canadienne de la science du sol) (14). La somme des cations échangeables pour chaque échantillon de sol a été déterminée selon la méthode d'extraction et de dosage des cations échangeables par spectophotométrie d'absorption atomique telle que décrite dans le *Manuel de méthodes d'échantillonnage et d'analyse des sols* (14). L'analyse des métaux porte sur quatre éléments différents:

- chrome (Cr),
- cuivre (Cu),
- arsenic (As),
- zinc (Zn).

Les trois premiers métaux (Cr, Cu, As) sont les ingrédients actifs des deux types de solutions de préservation en milieu aqueux (solutions de CCA et d'ACA). Le Zn était présent dans les solutions de naphténate de zinc (ZNN), qui ont été utilisées par le passé par certaines industries de la préservation du bois. L'analyse des métaux a été réalisée selon la méthode standard par absorption atomique (AA) (14). Enfin, le protocole analytique suivi pour l'analyse des huiles et graisses minérales est décrit dans la méthode EPA n° 9071 (15).

L'analyse des polluants prioritaires porte sur le pentachlorophénol (PCP) et les seize hydrocarbures aromatiques polycycliques classés prioritaires par l'*Environmental Protection Agency* (EPA) des États-Unis à cause de leurs propriétés cancérigènes et/ou mutagènes. L'analyse de ces dix-sept composés a été effectuée à partir des protocoles d'analyses établis par le MENVIQ (16), Environnement Canada (17) et l'EPA (18). En résumé, les échantillons de sol sont d'abord tamisés (<2 mm), homogénéisés et fortifiés à l'aide de standards de recouvrement (4-fluorobiphényl, 2,3,6-trichlorophénol et p-quaterphényl). Les échantillons sont par la suite extraits dans des soxhlets à l'aide de dichlorométhane pendant 16 heures.

Pour l'analyse des HAP, les extraits sont concentrés et nettoyés à l'aide de colonnes de florisil activé (100-200 mesh). Une première élution d'hexane permet la séparation des hydrocarbures aliphatiques (HC) des HAP, qui eux sont élués par un mélange dichlorométhane/hexane (20% v/v). L'utilisation de techniques de chromatographie en couches minces a permis de suivre la séparation des HC des HAP. L'analyse quantitative des HAP a été effectuée à l'aide d'un appareil de chromatographie en phase gazeuse couplé à un détecteur sélectif de masse (CG/DSM). Le standard interne utilisé pour le CG était le 1,2,3-trichlorobenzene. La quantification du PCP quant à elle, débutait par un lavage base/acide de l'extrait concentré. Cette étape permettait de séparer les chlorophénols des autres polluants organiques. L'analyse finale, quant à elle, était effectuée à l'aide d'un appareil de chromatographie en phase liquide à haute performance (CLHP). De plus, l'analyse des dioxines et furanes a été réalisée à l'aide d'un appareil de chromatographie en phase gazeuse couplé à un détecteur à capture d'électrons (CG/DCE). La quantification de tous les polluants organiques est basée sur la

réponse des composés standards injectés en concentrations connues (12).

Les résultats d'analyse (voir tableau 2) indiquent une contamination sévère des échantillons prélevés dans la zone des réservoirs des condensats (échantillons de type A). Ainsi, les concentrations pour les HAP sont de 919 et 4686 ppm pour les sites X et Y respectivement et celles pour le PCP s'élèvent à 1362 ppm et 684 ppm respectivement. Ces valeurs sont nettement au-dessus des critères C (19) du MENVIQ (200 ppm pour les HAP et 5 ppm pour le PCP). Dans la zone d'entreposage final du bois traité au PCP (échantillons de type B), on retrouve des concentrations de 4 et 15 ppm de HAP pour les deux sites respectivement et de 16 et 120 ppm respectivement pour le PCP.

Enfin, pour les échantillons de contrôle prélevés dans la forêt (échantillons de type C), il n'y a pas de contamination par les polluants organiques analysés. Il est intéressant de remarquer que certains des isomères de dioxines, présents dans le PCP de qualité commerciale utilisé par les industries, ont été détectés dans les échantillons prélevés près des réservoirs des condensats (échantillons de type A) (20). Ainsi, des concentrations d'heptachlorodibenzo p-dioxine (H_7CDD) et d'octachlorodibenzo p-dioxine (OCDD) variant de 0,4 à 25,5 ppm ont été mesurées. De plus, des concentrations élevées d'huiles et graisses minérales ont été relevées dans les échantillons de type A (23 500 et 51 500 ppm respectivement) et de type B (2400 et 2900 ppm respectivement) comparées à environ 1000 ppm pour les échantillons de contrôle (échantillons de type C).

TABLEAU 2:RÉSUMÉ DES RÉSULTATS D'ANALYSE

Composé	USINE X			USINE Y			CRITÈRE C MENVIQ (ppm)
	XA	XB	XC	YA	YB	YC	
HAP[1]	919	4	6	4686	15	<1	200
HAP alkylés[2]	914	<1	<1	1804	16	<1	-
CAP[3]	32	<1	<1	484	4	<1	-
PCP	1362	16	<0,1	684	120	<0,1	5
TeCP	<1	<1	<1	51	10	<1	5
H_7CDD	2,9	<0,1	<0,1	0,4	<0,1	<0,1	-
OCDD	25,5	<0,1	<0,1	3,2	<0,1	<0,1	-

[1]: sommation des seize HAP prioritaires (EPA)
[2]: sommation de vingt-sept isomères différents de HAP alkylés
[3]: sommation de dix isomères différents de composés aromatiques polycycliques

N.B Tous les résultats sont exprimés en base sèche (mg/kg de matière sèche).

Pour l'analyse des polluants organiques (PCP, HAP, etc.), le programme de contrôle de qualité se divise en deux parties principales: les échantillons blancs et les standards internes. De même, toutes les analyses des polluants organiques ont été faites en triplicata pour les six échantillons analysés (XA, XB, XC, YA, YB et YC). Les résultats de contrôle de qualité obtenus (12) indiquent que les résultats d'analyse sont fiables et représentatifs.

EXTRACTION DU PCP PAR LAVAGE DU SOL

L'extraction du PCP d'un échantillon de sol contaminé a été réalisée à partir d'un échantillon de type YB d'environ 1 kg (sol provenant de l'aire d'entreposage final des poteaux traités au PCP). Deux raisons importantes justifient le choix de ce type d'échantillon:

1) Le niveau de contamination en PCP de cet échantillon (120 ppm) est suffisant pour effectuer des tests d'extraction et de photolyse au niveau laboratoire.
2) Ce type d'échantillon de sol représente la plus grande superficie de sol à traiter (environ les 9/10 du site d'une usine de préservation du bois typique) si on pense à une application à l'échelle industrielle d'une technologie de décontamination du sol pour l'industrie de la préservation du bois.

Les tests d'extraction ont été réalisés en utilisant huit solvants différents, soient six de type aqueux et deux de type organique: eau, eau basique (pH=9,5), effluent de procédé Kraft (EPK), lignosulphonates 1% (1% LS), méthanol 5% (5% MeOH), isopropanol 5%, méthanol pur et isopropanol pur. L'extraction des échantillons de sol à l'aide des huit types de solvants a été réalisée dans des erlenmeyers en verre de 500 mL munis de bouchons hermétiques recouverts de teflon. Un ratio solvant:sol de 2:1 a été utilisé pour toutes les expérimentations soit 40 g de sol YB (base humide) pour 80 mL de solvant. Le temps d'agitation pour chaque essai a été fixé à deux heures. La vitesse d'agitation est de 200 RPM à 23 °C et elle est maintenue constante pour tous les tests. Chaque essai a été effectué en triplicata. L'extraction est de type simple stade et ce pour les huit solvants mis à l'essai.

Après chaque test d'extraction, le solvant (80 mL) est transféré dans une bouteille en verre pour centrifugation (bouteille COREX de 150 mL) munie d'un bouchon recouvert de teflon. L'échantillon de sol est par la suite rincé avec 10 mL de solvant frais. Ce solvant est récupéré et transféré dans la même bouteille pour centrifugation. La centrifugation est effectuée dans un appareil Beckman modèle J2-21M à 5 000 RPM pendant 25 minutes à 12 °C.

Par la suite, un aliquote (1 mL) du solvant est prélevé à l'aide d'une seringue en verre et filtré dans un filtre Millex-HV de la compagnie Millipore de 0,45 µm. L'échantillon est par la suite analysé par CLHP à l'aide d'un appareil Spectra-Physics Sp 8780 XR munis d'un détecteur UV réglé à 210 nm. La séparation par chromatographie s'effectue à l'aide d'un mélange de solvants acétonitrile/eau(3 mM H_3PO_4)/méthanol selon un gradient de méthanol variant de 20 à 70% du mélange. La concentration en acétonitrile est maintenue constante à 10% durant

l'analyse. Ce gradient de concentration varie sur une période de 40 minutes. La colonne de chromatographie utilisée a les dimensions suivantes: 250 mm X 41 mm O.D. (diamètre de particules de 3 μm) et est de type ODS-1. Le volume d'injection est de 10 μL. Le PCP est identifié et quantifié à l'aide d'un standard authentique provenant de la compagnie Supelco.

Après chaque test d'extraction, le sol est analysé pour mesurer la concentration résiduelle de PCP. L'analyse du sol est effectuée selon le protocole établi. Le standard interne de recouvrement ajouté est le 2,3,6-trichlorophénol. On doit noter que l'étape de purification base/acide n'a pas été nécessaire pour cette étape de l'expérimentation puisqu'il n'y avait pas d'interférences notables pouvant affecter la quantification du PCP et des autres chlorophénols.

Les résultats d'efficacité d'extraction du PCP (voir tableau 3 et figure 1) montrent que l'emploi de solvants basiques (eau basique et EPK) permettent d'atteindre des efficacités dépassant 85% alors que l'emploi de solvants organiques peut augmenter cette efficacité jusqu'à 94% environ. Cependant, l'ajout d'un faible pourcentage de solvants organiques dans l'eau (5% de MeOH et 5% d'isopropanol), de même que l'ajout de 1% de lignosulphonates dans l'eau n'entraînent pas une différence d'efficacité significative par rapport à celle obtenue pour l'extraction avec de l'eau uniquement. L'emploi de solvants organiques purs permet d'atteindre des efficacités d'extraction se rapprochant de 95%.

TABLEAU 3:RÉSULTATS DES TESTS D'EXTRACTION (À 23 °C)

Solvant utilisé	PCP sol initial (mg/kg)[1]	PCP solvant (mg/L)[2]	PCP sol final (mg/kg)[1]	Efficacité d'extraction (%)
H_2O	101	31,8	29,5	70,8
H_2O basique (pH=9,5)	109	40,3	18,1	83,4
EPK[3]	112	43,3	14,7	86,9
1% LS[4]	103	32,8	28,7	72,0
5% MeOH	107	35,3	27,5	74,3
5% Isopropanol	111	36,0	29,6	73,2
MeOH pur	107	74,2	6,1	94,2
Isopropanol pur	112	66,3	8,9	92,0

[1]: mg/kg de matière sèche

[2]: mg/L de solvant (90 mL de solvant utilisé)

[3]: Eaux de procédé (effluent de procédé Kraft, pH=9,5)

[4]: Lignosulphonate Lignosol SFX

Afin de vérifier si on pouvait abaisser le niveau de contamination du PCP dans le sol en deçà de 5 ppm (critère C du MENVIQ) à l'aide de plus d'un stade d'extraction, le test a été effectué en utilisant comme solvant le plus prometteur l'effluent de procédé Kraft (EPK). Ainsi, en suivant le même protocole expérimental, on obtient des résultats d'efficacité après un et trois stades d'extraction (voir tableau 4). Ainsi, après trois stades d'extraction, on peut obtenir une efficacité d'extraction de plus de 95% et une concentration résiduelle de PCP dans le sol de 5,7 ppm, ce qui est presque suffisant pour répondre au critère C du MENVIQ qui est de 5 ppm pour le PCP.

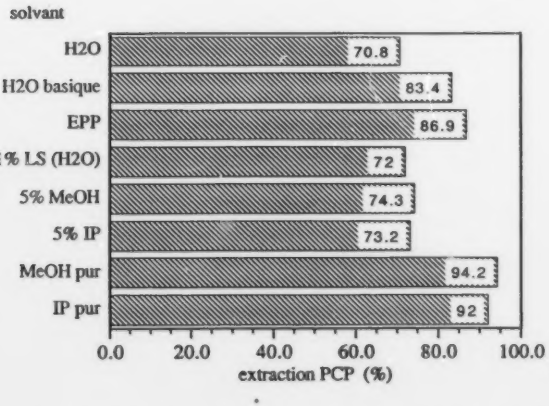


FIGURE 1:RÉSULTATS DES TESTS D'EXTRACTION À 23 °C

TABLEAU 4:EXTRACTION TROIS STADES AVEC EPK[1]

Stage d'extraction	Conc. PCP sol (mg/kg)	Conc. PCP solvant (mg/L)[2]	Efficacité d'extraction (%)
1	18,8	39,1	82,4[3]
3	5,7	1,4	95,0[4]

[1]: Eaux de procédé (effluent de procédé Kraft)

[2]: mg/L de solvant (90 mL de solvant utilisé)

[3]: Concentration en PCP de 106,9 ppm dans le sol initialement

[4]: Concentration en PCP de 114,3 ppm dans le sol initialement

PHOTOLYSE DU PCP EN MILIEU AQUEUX

La photolyse du PCP a été réalisée dans trois milieux aqueux différents, choisis d'après les résultats d'extraction obtenus précédamment. Les expériences de photolyse du PCP ont été réalisées dans un photoréacteur Rayonet (Southern New England Co, Hamden, CT) munis de lampes UV de 254 ou de 350 nm. Les échantillons sont placés dans des tubes en quartz pour la photolyse à 254 nm et en pyrex pour la photolyse à 350 nm. Chaque tube contient 2 mL d'échantillon. Pour vérifier l'effet de l'oxygène sur la photolyse du PCP, on a également préparé des échantillons dégazés en faisant barboter du N_2 purifié (sans oxygène) dans les tubes pendant 5 minutes. Chaque test a été effectué une fois. Après photolyse, les échantillons dégazés et non dégazés sont analysés pour le PCP en prenant un aliquote de 500 µL (prélevé dans une seringue en verre) et filtré dans un filtre Millex-HV de la compagnie Millipore de 0,45 µm. L'analyse du PCP est effectuée par CLHP. Pour l'analyse des ions chlore, un aliquote de 1 mL du solvant est prélevé à l'aide d'une seringue en verre et filtré dans un filtre Millex-HV de la compagnie Millipore de 0,45 µm. L'analyse ionique de l'échantillon par CLHP est réalisée dans un appareil Spectra-Physics SP 8100 couplé à une colonne PRP-X 100 Hamilton de 25 cm X 0,46 cm et un détecteur de conductivité Waters 431. La phase mobile pour l'analyse est composée de méthanol (10%) dans une solution tampon (pH 8,5) d'acide p-hydroxybenzoïque/NaOH. L'identification et la quantification des ions chlore sont obtenus par comparaison avec du chlorure de sodium de grade analytique.

Afin de déterminer la nature des produits formés après photolyse, l'échantillon de 2 mL est tout d'abord extrait à l'aide d'acétonitrile (4/4/3 mL) puis acidifié à un pH de 2 à 3 avec H_3PO_4 (4N). L'échantillon acidifié est par la suite extrait de nouveau avec de l'acétonitrile (4/4/3 mL). Le tout est concentré au rotavapeur à 500 µL puis analysé dans un appareil GC 5890A de Hewlett Packard couplé à un détecteur sélectif de masse MS 5970 Series de Hewlett Packard. L'appareil GC est muni d'une colonne capillaire de type DB-5 d'une longueur de 30 m X 0,25 mm I.D. avec une épaisseur de film de 0,25 µm. L'injection est de type split (automatique, volume de 1 µL) et le gaz porteur est de l'hélium à 0,5 mL/min.

Les résultats de photolyse à 254 nm dans EPK sont présentés aux tableaux 5 et 6 ainsi qu'à la figure 2. Au tableau 5 on remarque que la déchloration du PCP est complète après 120 minutes d'exposition. De plus, comme indiqué au tableau 6, le rapport molaire $Cl^-_{libéré}/PCP_{détruit}$ augmente graduellement jusqu'à 5:1, soit le rapport stoechiométrique de la réaction (pour chaque mole de PCP détruite, il y a cinq moles de Cl^- formées). Les hauts rapports molaires obtenus (près de 4:1 au début et 5:1 à la fin de l'expérience) indiquent que la déchloration du PCP s'effectue de manière directe et forte à 254 nm.

TABLEAU 5: RÉSULTATS DE PHOTOLYSE DU PCP DANS EPK[1] À 254 NM

Temps (min)	Conc. PCP (nmol/L)	Conc. Cl⁻ (nmol/L)	Destruction du PCP (%)
0	151,5	205,4[2]	0,0
10	84,8	491,9	44,0
30	52,6	615,6	65,3
45	26,7	731,9	82,4
60	10,7	859,1	92,9
90	0,5	901,2	99,7
120	0,0	957,3	100,0

[1]: Eaux de procédé (effluent de procédé Kraft)

[2]: Concentration initiale d'ions Cl⁻ dans l'EPK avant photolyse

TABLEAU 6:RAPPORT MOLAIRE $Cl^-_{LIBÉRÉ}/PCP_{DÉTRUIT}$ (PHOTOLYSE DU PCP DANS EPK[1] À 254 NM)

Temps (min)	Cl⁻ libérés (nmol)	PCP détruit (nmol)	Rapport molaire Cl⁻/PCP
10	286,5	66,7	4,3
30	410,2	98,9	4,1
45	526,5	124,8	4,2
60	653,7	140,8	4,6
90	695,8	151,0	4,6
120	751,9	151,5	5,0

[1]: Eaux de procédé (effluent de procédé Kraft)

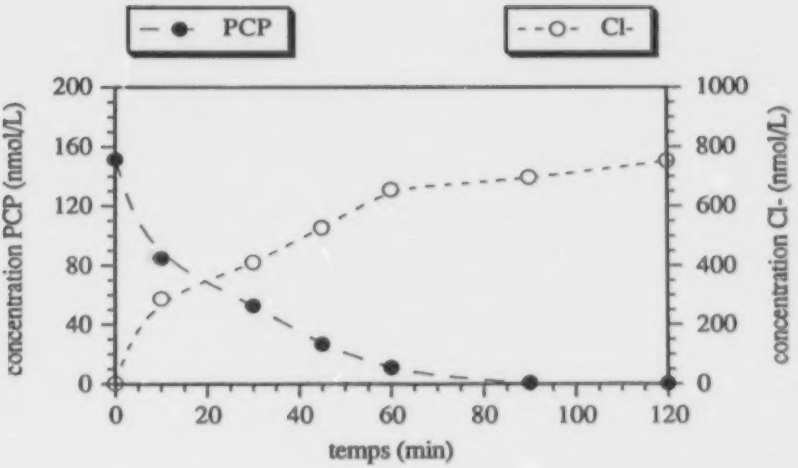


FIGURE 2:RÉSULTATS DE PHOTOLYSE DU PCP DANS EPK À 254 NM

Pour ce qui est des deux autres solvants testés (eau et eau basique, pH=9,5), on obtient une destruction complète du PCP en seulement 30 minutes soit en 4 fois moins de temps qu'avec l'effluent de procédé Kraft (voir tableau 7). L'explication la plus plausible de ce phénomène est que la diffusion de la lumière dans l'effluent de pâtes et papiers est beaucoup moindre que celle dans l'eau. En effet, l'effluent de procédé Kraft reste trouble même après centrifugation étant donné la forte quantité de matières en suspension (MES) et la couleur même de l'effluent (produite par les tannins présents dans le bois).

Cependant, si on examine les valeurs du rapport molaire $Cl^-_{libéré}/PCP_{détruit}$ on remarque que celui-ci se situe aux alentours de 4:1 après 30 minutes d'exposition pour les deux solvants. Il y a donc possiblement formation de produits secondaires de photolyse en traces.

TABLEAU 7:RÉSULTATS DE PHOTOLYSE DU PCP DANS DE L'EAU ET DE L'EAU BASIQUE (PH=9,5) À 254 NM

Temps (min)	Eau		Eau basique (pH=9,5)	
	PCP (nmol/L)	Cl^- (nmol/L)	PCP (nmol/L)	Cl^- (nmol/L)
0	107,1	698,8[1]	109,2	705,6[1]
30	0,0	1158,9	0,0	1094,3

[1]: Concentration en ions Cl^- dans le solvant avant photolyse

Les mêmes tests de photolyse ont été réalisés à 350 nm. Les données obtenues sont présentées aux tableaux 8 et 9 ainsi qu'à la figure 3. On remarque tout d'abord que pour obtenir une destruction complète du PCP, il faut un temps d'exposition deux fois plus long qu'à 254 nm, ce qui était prévisible étant donné le potentiel énergétique moins élevé à 350 nm. À cette longueur d'onde, le PCP n'absorbe pas directement la lumière et l'énergie des rayons lumineux n'est pas suffisante pour entraîner le bris direct de la liaison C-Cl. La photolyse du PCP à λ>300 nm est possible en milieu aqueux basique (21,22) et/ou contenant des agents photosensibles: métaux de transition en traces (23), impuretées présentes dans le PCP, acides humiques présents dans le sol (24), etc. Ces agents photosensibles absorbent directement l'énergie des rayons lumineux et la transmettent au PCP, induisant sa photodéchloration.

D'autre part, comme on peut le constater en examinant le tableau 9, le rapport molaire $Cl^-_{libéré}/PCP_{détruit}$ passe de 2,2 à 5,1 durant le temps d'exposition (0-240 minutes). Ceci confirme que la déchloration du PCP à 350 nm s'effectue par étapes menant finalement à une déchloration complète du PCP.

TABLEAU 8:RÉSULTATS DE PHOTOLYSE DU PCP DANS EPK[1] À 350 NM

Temps (min)	Conc. PCP (nmol/L)	Conc. Cl^- (nmol/L)	Destruction du PCP (%)
0	144,4	153,5[2]	0,0
30	79,5	295,9	44,9
60	40,6	469,9	71,9
90	18,1	568,3	87,5
120	8,5	651,4	94,1
180	0,6	711,3	99,6
240	0,0	883,6	100,0

[1]: Eaux de procédé (effluent de procédé Kraft)

[2]: Concentration initiale d'ions Cl^- dans l'EPK avant photolyse

TABLEAU 9:RAPPORT MOLAIRE $Cl^-_{LIBÉRÉ}/PCP_{DÉTRUIT}$
(PHOTOLYSE DU PCP DANS EPK[1] À 350 NM)

Temps (min)	Cl⁻ libérés (nmol)	PCP détruit (nmol)	Rapport molaire Cl⁻/PCP
30	142,4	64,9	2,2
60	316,4	103,8	3,0
90	414,8	126,3	3,3
120	497,9	135,9	3,7
180	557,8	143,8	3,9
240	730,1	144,4	5,1

[1]: Eaux de procédé (effluent de procédé Kraft)

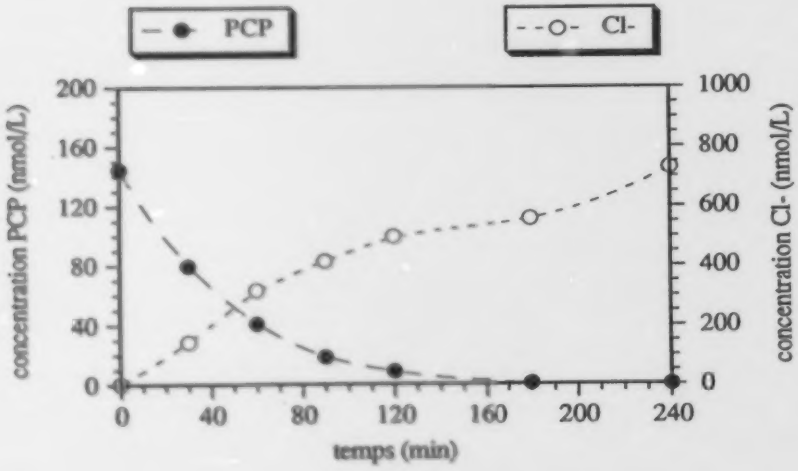


FIGURE 3:RÉSULTATS DE PHOTOLYSE DU PCP DANS EPK À 350 NM

Pour les deux autres solvants mis à l'essai (eau et eau basique, pH=9,5), on remarque en consultant le tableau 10 que la destruction du PCP est complétée dans les deux cas après 60 minutes d'exposition à 350 nm. De même, les rapports molaires $Cl^-_{libéré}/PCP_{détruit}$ indiquent que la déchloration s'effectue par étape (le rapport molaire passe de 2,9 à 3,5:1 dans le cas de l'eau et de 2,7 à 3,8:1 dans le cas de l'eau basique). Comme c'était le cas à 254 nm, le rapport molaire final (après 60 minutes d'exposition) se situe près de 4:1.

TABLEAU 10:RÉSULTATS DE PHOTOLYSE DU PCP DANS DE L'EAU ET DE L'EAU BASIQUE (PH=9,5) À 350 NM

	Eau		Eau basique (pH=9,5)	
Temps (min)	PCP (nmol/L)	Cl^- (nmol/L)	PCP (nmol/L)	Cl^- (nmol/L)
0	103,4	758,5[1]	114,3	724,4[1]
30	3,0	1047,8	7,7	1013,0
60	0,0	1122,7	0,0	1158,2

[1]: Concentration initiale d'ions Cl^- dans le solvant avant photolyse

Enfin, on remarque que la présence d'oxygène n'a aucun effet sur la photolyse du PCP à 254 nm et 350 nm. En effet, le bris par photoréaction des liens C-Cl des chlorophénols n'est pas influencé par la présence d'oxygène (25).

Afin de vérifier s'il y a ou non formation de produits intermédiaires (mono, di, tri ou tétrachlorophénols) dans le cas de la photolyse de l'extrait d'effluent de procédé Kraft (EPK), nous avons ajouté du PCP pur de grade analytique (Supelco) à l'extrait EPK jusqu'à saturation pour obtenir une concentration initiale en PCP se rapprochant de 200 ppm (soit environ cinq fois la concentration en PCP présente dans EPK après extraction du sol).

Des échantillons ont été analysés après 30 minutes et 120 minutes de photolyse à une longueur d'onde de 254 nm et après 60 minutes et 240 minutes de photolyse à 350 nm (voir figures 4 à 7).

La concentration en PCP diminue avec le temps d'exposition dans les deux cas et il n'y a pas de produits organiques de photodéchloration visibles, comme le phénol par exemple. Il y a donc lieu de croire que même si la photodéchloration du PCP s'effectue par étapes, il est impossible d'isoler les sous-produits puisque ceux-ci doivent se polymériser (25) et s'intégrer dans la structure de la lignine du bois (qui se retrouve en concentrations variant de 1 000 à 3 000 ppm dans l'effluent), ce qui rend leur identification impossible sur les chromatogrammes CG/DSM.

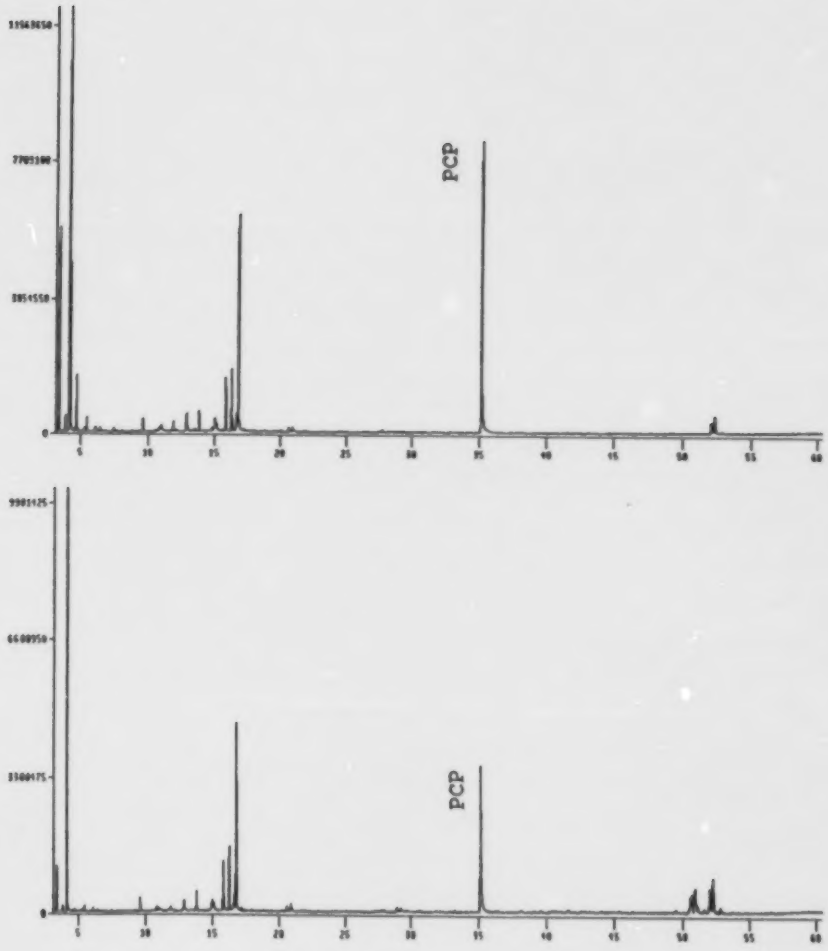


FIGURE 4: CHROMATOGRAMMES CG/DSM OBTENUS À T=0 ET T=30 MINUTES DE PHOTOLYSE À 254 NM

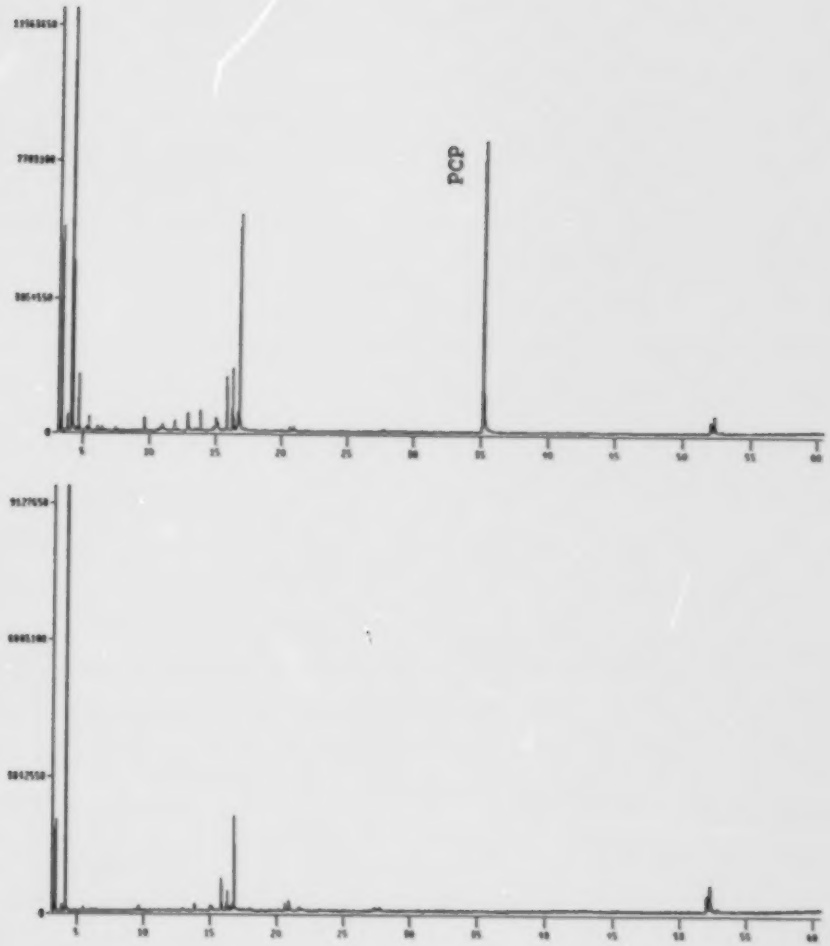


FIGURE 5: CHROMATOGRAMMES CG/DSM OBTENUS À T=0 ET T=120 MINUTES DE PHOTOLYSE À 254 NM

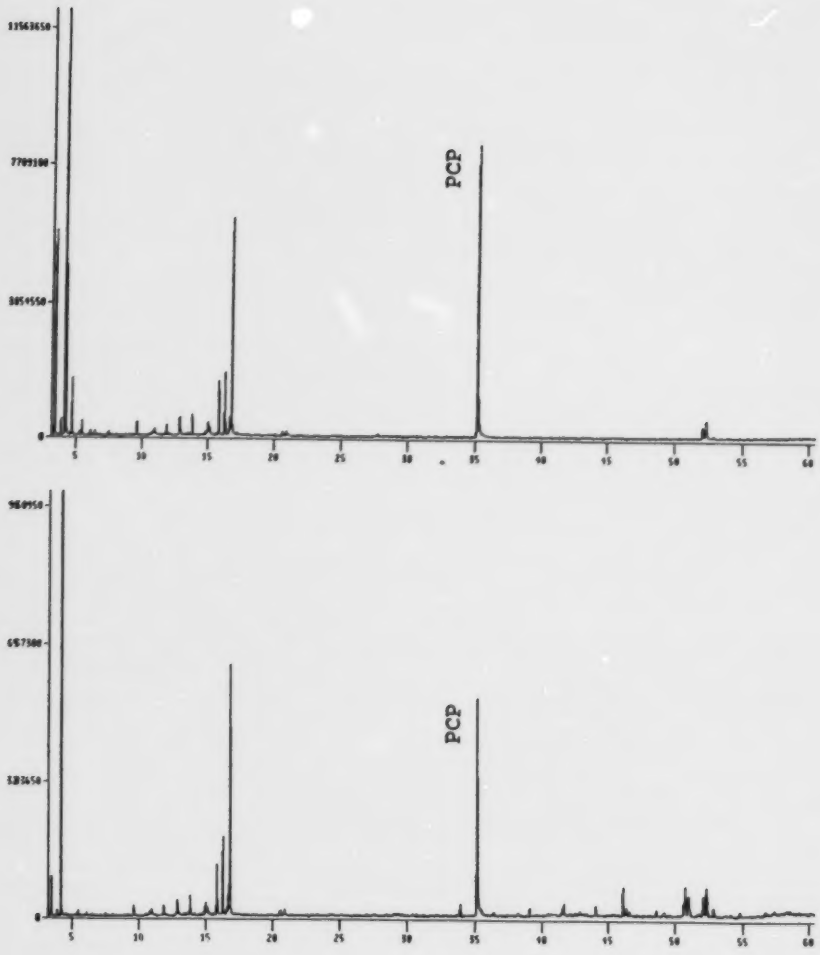


FIGURE 6: CHROMATOGRAMMES CG/DSM OBTENUS À T=0 ET T=60 MINUTES DE PHOTOLYSE À 350 NM

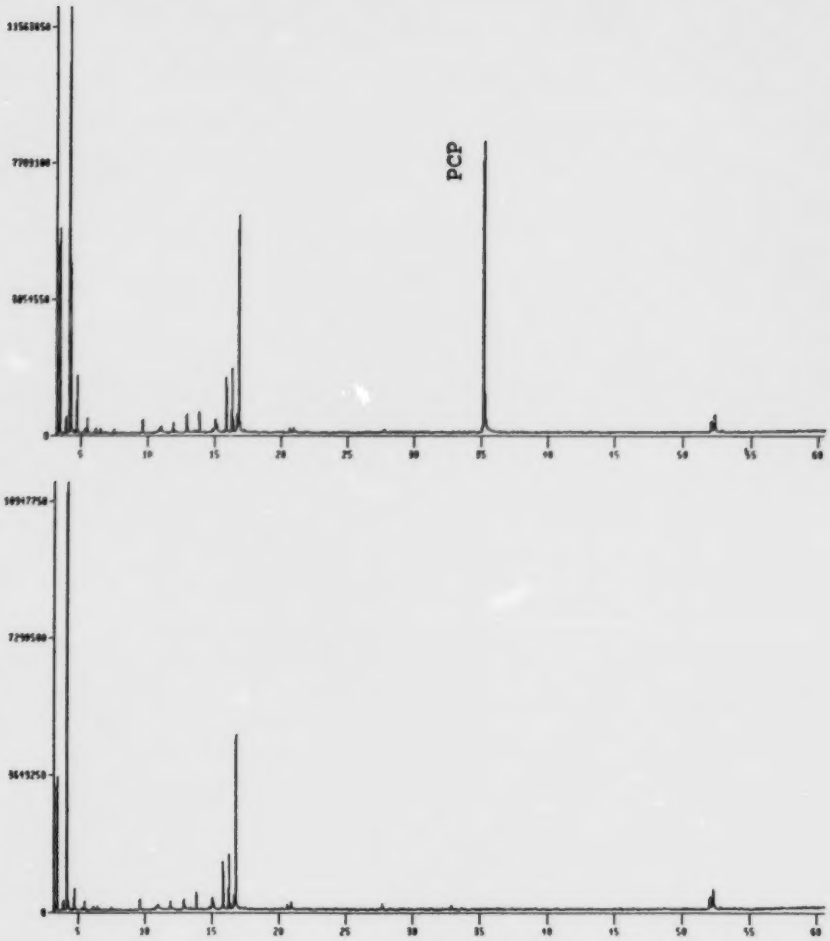


FIGURE 7: CHROMATOGRAMMES CG/DSM OBTENUS À T=0 ET T=240 MINUTES DE PHOTOLYSE À 350 NM

CONCLUSIONS

Des échantillons de sol ont été prélevés sur deux sites d'usines québécoises de préservation du bois afin de réaliser des tests impliquant une voie physico-chimique de décontamination. Le développement d'un protocole expérimental d'analyse et de purification des échantillons de sol a permis d'évaluer le type et le niveau de contamination organique des échantillons prélevés. De même, à partir des autres paramètres de caractérisation étudiés (granulométrie, pH et % d'humidité, capacité d'échange cationique (CEC), métaux et huiles et graisses) nous pouvons tirer les conclusions suivantes:

1) Les résultats d'analyse des polluants prioritaires (PCP et seize HAP prioritaires) montrent une contamination sévère des échantillons de sol par les HAP (919 ppm et 4 686 ppm) et par le PCP (1 362 ppm et 684 ppm), près des réservoirs des condensats (échantillons XA et YA). Les niveaux de contamination sont plus faibles dans les zones d'entreposage du bois traité au PCP: 4 ppm et 15 ppm pour les HAP, 16 ppm et 120 ppm pour le PCP (échantillons XB et YB). De plus, on a décelé la présence de dioxines (hepta et octachlorodibenzo p-dioxines) en concentrations variant de 0,4 à 25,5 ppm dans les échantillons XA et YA.

De plus, l'examen des résultats obtenus lors des tests d'extraction et de photodéchloration fait ressortir certaines conclusions importantes:

2) Les résultats d'extraction simple stade du PCP de l'échantillon de sol YB en erlenmeyer montrent qu'environ 85% du PCP peut être extrait à l'aide de solvants basiques (eau basique et effluent de procédé Kraft, EPK). Ces résultats, bien qu'inférieurs à ceux obtenus avec des alcools purs (méthanol, 94% et isopropanol, 92%) justifient l'emploi d'un solvant basique pour réaliser l'extraction du PCP. On doit noter, de plus, qu'en utilisant de l'eau uniquement on obtient une efficacité d'extraction de plus de 70%, qui s'explique par la présence probable de surfactants naturels présents dans le sol.
3) La photolyse de l'extrait d'eau, d'eau basique et d'EPK à 350 nm (longueur d'onde se rapprochant de celles émises par le soleil) dans un photoréacteur Rayonet permet la déchloration complète du PCP en 30 minutes dans l'eau et l'eau basique et en 4 heures dans l'EPK, avec un recouvrement quantitatif complet du chlore organique en chlore ionique. Il a été démontré de plus que l'oxygène n'avait pas d'effet inhibiteur sur la réaction.
4) L'extraction trois stades en erlenmeyer à l'aide de l'effluent de procédé Kraft permet d'abaisser la teneur en PCP dans un échantillon de sol de 120 ppm à un peu plus de 5 ppm (efficacité d'extraction de 95%), soit le critère C établi par le MENVIQ.

Ces résultats de laboratoire montrent que pour une application à grande échelle, une unité d'extraction multi-stades avec recirculation pourrait être envisagée, ceci afin de réduire de façon plus économique la concentration de PCP dans le sol en deçà de 1 ppm (critère B du MENVIQ). De plus, la photolyse du PCP est possible en laboratoire à l'aide des rayons lumineux du soleil (λ>300 nm), en complément des lampes UV et en présence d'oxygène (à l'air libre). Ceci rend le procédé intéressant du point de vue économique et environnemental, pour son application à plus grande échelle.

REMERCIEMENTS

Les auteurs tiennent à remercier le Centre St-Laurent pour son support financier et technique au projet (M. Ronald Zaloum et M. René Robitaille) de même que Mme Chantale Beaulieu de l'Institut de recherche en biotechnologie pour son support analytique.

RÉFÉRENCES

1. HENNING, F.A. et KONASEWICH, D.E., 1988 "Installations de préservation du bois (PCP, créosote, ACA, CCA): Recommandations techniques pour la conception et l'exploitation", pour Environnement Canada, Ottawa, 4 Rapports SPE/WP/1-2-3-4.

2. MENVIQ, 1989 "L'industrie du traitement chimique (préservation et protection) du bois au Québec en 1987", Direction des substances dangereuses, Ministère de l'Environnement du Québec, Québec.

3. SYLVESTRE, P., 1987 "Évaluation des rejets de PCP, de dioxines et de furanes à l'environnement par une usine de préservation du bois", pour Environnement Canada, Montréal.

4. SYLVESTRE, P. et MAYER, R., 1990, "Technologies de décontamination du sol: domaine de la préservation du bois", rapport technique pour le Centre St-Laurent (Environnement Canada), Montréal.

5. CULLINANE, M.J., JONES, L.W. et MALONE, P.G., 1986, "Handbook for Stabilization/Solidification of Hazardous Wastes", EPA/540/2-86/001.

6. SAMSON, R. et ZALOUM, R., 1989, "La détoxification de sols et sédiments par l'utilisation combinée de technologies biologiques et non-biologiques", publié dans le 12ième Symposium International sur le Traitement des Eaux Usées, Montréal.

7. EDGEHILL, R.U., 1984, "Isolation, Characterization and Growth Kinetics of Bacteria Metabolizing Pentachlorophenol", Eur. J. Appl. Microbiol. Biotechnol., 16, 179-184.

8. SAMSON, R. et al., 1990, "Application of Biotechnology for Site Remediation with an Example of a Physico-Chemical and Biological Technique for PCBs Contaminated Soil", Sci. Tech. Eau, 23, 15.

9. BULMAN, T.L., et al., 1985, "The Persistence of PAHs in Soil". PACE Report No.85-2, Petroleum Assoc. for Conservation of the Canadian Environ., Ottawa.

10. SAMSON, R., et al., 1991, "Effect of Redox Conditions, Soil/Contaminant Interactions and Chemical Structures on the Biodegradation of Polycyclic Aromatic Hydrocarbons (PAHs) in Flooded Soil", Proceed. World Environ. Conf., Alberta.

11. AL-BASHIR, B., 1990, "Effect of Soil Contaminants/ Interactions on the Biodegradation of Naphtalene in Flooded Soil under Denitrification conditions", Appl. Microbiol. Biotech., 34, 414.

12. SYLVESTRE, P. et MAYER, R., 1991, "Contamination du sol au PCP et à la créosote: échantillonnage et caractérisation d'échantillons de sols de deux industries de préservation du bois québécoises", rapport technique pour le Centre St-Laurent (Environnement Canada), Montréal.

13. ASTM, 1989, "ASTM Standards: Soil and Rock; Building Stones; Geotextiles", volume 04.08.

14. SOCIÉTÉ CANADIENNE DE LA SCIENCE DU SOL, 1978, "Manuel de méthodes d'échantillonnage et d'analyse des sols", Deuxième édition.

15. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY, 1986, "Test Methods for Evaluating Solid Waste Volume 1C: Laboratory Manual Physical Methods", NTIS PB88-239223.

16. MENVIQ, 1989, "Guide des méthodes de conservation et d'analyses des échantillons d'eau et de sol", Direction des laboratoires, Ministère de l'Environnement du Québec, Québec.

17. CHIU, C. et al., 1986, "Analytical Procedures to Assay Environmental Samples for PCDD/PCDF, PAH, PCB, Chlorobenzene (CB) and Chlorophenols (CP)", Chemosphere, 15, 1091-1098.

18. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY, 1986, "Test Method for Evaluating Solid Waste Volume 1B: Laboratory Manual for Physical/Chemical Methods", NTIS PB88-239223.

19. MENVIQ, 1988, "Guide standard de caractérisation de terrains contaminés", Direction des substances dangereuses, Ministère de l'Environnement du Québec, Québec, rapport QEN/SD-2.

20. GROCHOWALSKI, A. et al., 1990, "Gas Chromatographic Determination of Polychlorinated Dibenzo p-Dioxins in Wood Preservatives", Journal of Chromatography, 502, 160-166.

21. HAWARI, J. et al., "Acetone-Induced Photodechlorination of Arochlor 1254 in Alkaline 2-Propanol: Probing the Mecanism by Thermolysis in the Presence of Di-t-Butyl Peroxyde", en publication.

22. DEMETER, A. et al., 1991, "Induced Photodechloration of Chlorobiphenyls in Alkaline 2-Propanol: Dechlorination of PCB Extracts from Contaminated Soil by Solar Radiation", 74th Canadian Chemical Conference, Hamilton.

23. HAWARI, J. et al., 1991, "Photodechlorination of Chlorobiphenyls by Sodium Methyl Siliconate", Chemosphere, 22, 189-199.

24. CHOUDRY, G.G., 1983, "Humic Substances. Part IV: Interactions with Environmental Chemicals (Excluding Sorptive Interactions)", Toxicol. Environ. Chem. 6, 231-257.

25. BOULE, P. et al., 1982, "Photochemistry and Environment. IV-Photochemical Behaviour of Monochlorophenols in Dilute Aqueous Solution", Chemosphere, 11, 1179-1188.

Nouveaux potentiels de la digestion anaérobie dans le milieu industriel

Réjean Samson[1], Serge Guiot[1] et Denis Morissette[2]

1: Groupe de Génie de l'environnement
Institut de recherche en biotechnologie
Conseil National de recherche du Canada,
6100 Royalmount , Montréal, Québec, H4P 2R2

2: Centre québécois de valorisation de la biomasse
3180 Chemin Ste-Foy, Ste-Foy, Québec, G1X 1R4

Remarque

Les lecteurs peuvent obtenir le texte complet de cette étude en communiquant avec le Centre Québécois de valorisation de la biomasse.

Demandez: Samson, R et Guiot, S.R. **Les nouveaux secteurs à fort potentiel de développement en digestion anaérobie**, Québec, CQVB, 1990, 147 pages, ISBN-2-921125-02-1.

Résumé

Au cours des 15 dernières années, la domestication de l'écosystème anaérobie que l'on retrouve naturellement lorsqu'il y a de la matière organique biodégradable en absence d'oxygène (ex: marais, sédiments etc.) a permis de développer une toute nouvelle technologie pour le traitement des eaux usées. L'optimisation des réactions biologiques anaérobies dans des bioréacteurs permet maintenant de réduire de 80 à 95% la demande biologique en oxygène (DBO) de plusieurs eaux usées industrielles d'origines variées et cela avec un taux de chargement du réacteur atteingnant 30 Kg DBO par m3 de volume par jour dans un temps de réaction aussi court que 8 heures. La matière organique est alors convertie en une faible quantité de boues et en biogaz contenant entre 60 et 75% de méthane. Les performances obtenues avec les bioréacteurs anaérobies permettent aujourd'hui d'envisager plusieurs applications à la fois pour le traitement des eaux usées, le traitement des résidus solides et semi-solides et pour la production de biens consommables.

De plus, suite à plusieurs années de recherche et de développement, il apparaît maintenant évident que la digestion anaérobie offre un potentiel d'application beaucoup plus large que le simple traitement des eaux usées

riches en matière organique facilement biodégradable (ex: les eaux usées de l'industrie agro-alimentaire). Ainsi, il est plausible de croire que la digestion anaérobie pourra s'appliquer à une variété de nouvelles situations incluant à la fois le traitement des déchets (eaux usées domestiques à faible charge, eaux usées toxiques de l'industrie chimique et des pâtes et papiers, résidus solides d'origine urbaine, sols contaminés, etc.) et la production rentable de biens (production d'énergie, protéines pour alimentation animale). Des études récentes ont montré que les bactéries anaérobies pouvaient métaboliser des composés chimiques toxiques tels que les phénols, chlorophénols, trichloroéthylène, des BPC fortement chlorés (Aroclor 1254 et 1260) dans un environnement hostile tels les sols et sédiments. Il existe donc un fort potentiel de développement pour la gestion des eaux usées et résidus solides (sols, sédiments et boues) contaminés par des polluants toxiques. Déjà nous commençons à utiliser cette technologie pour la détoxication des eaux usées des usines de pâtes et papiers. A titre d'exemple, des travaux effectués par le groupe Paques-Lavalin, Biothane et autres dans toutes les provinces canadiennes ont permis de développer à grande échelle des réacteurs anaérobies pour le traitement des eaux provenant des procédés Kraft, TMP et CTMP. Le développement de bioréacteurs à boues granulaires et à lit fluidisé permet aussi d'envisager la digestion anaérobie comme unité de traitement des eaux usées domestiques faiblement chargées. Cette technologie permet aussi de réduire considérablement la quantité de boues générées. Le faible volume de boues est un avantage majeur dans le cas ou celles-ci contiennent des produits toxiques. Les boues anaérobies ont une valeur commerciale car en plus de pouvoir être utilisées comme source d'engrais, il est possible de les vendre. La valorisation des boues anaérobies est aussi une avenue prometteuse. Des essais réalisés par la firme Canviro ont démontré que les boues anaérobies qui contiennent jusqu'à 90% de protéines et qui sont riches en minéraux essentiels peuvent remplacer jusqu'à 12% la moulé conventionnelle. Des recherches devront être poursuivies pour explorer cette nouvelle application.

Ces nouveaux domaines d'applications sont le fruit de la recherche et du développement et spécifiquement des nouvelles connaissances sur la microbiologie des écosystèmes anaérobies (dénitrification, sulfato-réduction, et méthanogénèse), sur le développement de technologies plus efficaces (bio-réacteurs à boues granulaires, films-fixes et lit fluidisé), et sur de meilleures connaissances des processus d'opération à grande échelle (optimisation du design et de l'hydraulique, développement de capteurs et de stratégie de contrôle). Un autre aspect important du procédé de digestion anaérobie qui se développera au cours des prochaines années est son utilisation en combinaison avec d'autres technologies. Que ce soit des technologies de pré-traitement biologique ou physico chimique, ou encore le couplage efficace à des unités de prétraitement ou de post-traitement aérobie, la digestion anaérobie est maintenant utilisée comme l'étape essentielle de plusieurs systèmes de dépollution.

En plus de ces nouveaux domaines d'applications, le développement de technologies (bioréacteurs et nouveaux capteurs) de plus en plus performantes permet d'envisager une grande variété d'applications dans des secteurs jusqu'à maintenant réservés aux technologies chimiques et physico-chimiques. Par exemple des essais récents réalisés avec des bioréacteurs à lit de biomasse fluidisé ont permis de traiter des charges aussi élevées que 200 kg de DCO. $m^{-3}.d^{-1}$ avec des productions de méthane atteignant 22 $m^3.m^3$ de réacteur .d.! Ces rendements sont 5 fois plus élevés que ceux obtenus avec les technologies à boues granulaires. Ce type de développement permet d'entrevoir une production rentable d'énergie. Les recherches récentes ont aussi montré que les bactéries méthanigènes pouvaient produire des gaz à forte valeur énergétique (l'éthane et l'acétylène). Bien que ces résultats aient été obtenus à l'échelle laboratoire, il est possible d'imaginer des développements très intéressants dans ce domaine. De plus, le développement de technologies en lui-même peut s'avérer une avenue prometteuse pour l'industrie du génie-conseil comme le bioréacteur à plateaux de la compagnie SNC. Les systèmes de contrôle s'améliorent de plus en plus et l'on peut maintenant envisager une opération à long terme beaucoup plus souple, grâce à l'utilisation de nouveaux instruments de mesure. Ainsi des travaux réalisés par le Conseil national de recherche (IRB) en collaboration avec l'Université de Sherbrooke ont permis d'utiliser un nouveau calorimètre, développé au Québec, pour prédire, en temps réel, la quantité de substances (DCO) biodégradables présente dans un effluent. De plus, une compagnie québécoise, Syprotec inc. a développé avec la collaboration de l'IRB un nouveau senseur permettant la mesure de l'hydrogène dissous dans les réacteurs anaérobies. Cette sonde deviendra probablement un instrument indispensable pour l'opération des systèmes industriels.

Le tableau suivant représente schématiquement l'évaluation du potentiel technologique pour les principaux secteurs d'activité de la digestion anaérobie. Il a été construit sur la base du potentiel au niveau de la recherche, de l'ampleur du marché et de l'intérêt industriel pour cette technologie dans chaque secteur d'application. On doit réaliser que ce tableau n'est pas le fruit d'une étude statistique, mais plutôt de la perception des auteurs à la suite de plusieurs discussions avec des intervenants du secteur du traitement des déchets.

L'analyse montre que l'application de cette technologie au traitement des eaux de l'industrie agro-alimentaire, des pâtes et papiers et des exploitations agricoles offre le plus de possibilité de succès. Pour leur part, les secteurs reliés à la production de biens consommables, sauf la production de biomasse granulaire, ne semblent pas avoir de chance de se développer au Québec. Certains secteurs très importants comme les sols contaminés, les déchets urbains, les industries chimique et pétrochimique comportent un potentiel de développement qui pourrait s'actualiser dans la mesure où des effots importants en recherche soient consentis.

Evaluation du potentiel technologique de la digestion anaérobie au Québec

Domaine d'application	A- Recherche			B- Industrie		Intégration de A et B		
	Ressource R&D	Etat d'avancement	Impact compétitif	Potentiel de marché	Intérêt	Faible	Moyen	Fort
Traitement des déchets								
Industrie laitière	●	●	●	●	●			■
Conserverie de fruits et légumes	●	●	●	●	●			■
Brasseries et distilleries	•	•	●	•	•		■	
Industrie des pêches	•	•	●	•	•		■	
Eaux usées domestiques	•	•	•	•	●		■	
Industrie des pâtes et papiers	●	●	•	●	●			■
Industries chimique et pétrochimique	●	•	•	•	•		■	
Résidus agricoles	●	●	•	●	•		■	
Déchets urbains (solides)	•	•	●	●	●		■	
Déchets urbains (lixiviats)	•	•	●	●	•		■	
Sols contaminés	●	•	●	•	•		■	
Fabrication de produits								
Acides volatils	•	•	•	•	•	■		
Biomasse granulaires	●	●	●	●	●			■
Protéines	•	•	•	•	•	■		
Méthane	•	•	•	•	•	■		
Développement de bioréacteurs	●	●	●	●	●		■	
Développement de capteurs	●	●	●	●	•		■	

● : Important ● : Moyen • : Faible

Légende:

A: Etat de la recherche

Ressources R&D: Capacité des équipes de recherche universitaire, industrielle et gouvernementale

État d'avancement: Potentiel de développement de la technologie dans un avenir de 0 à 5 ans
Impact compétitif: Probabilité de remplacement des technologies existantes par la digestion anaérobie
B- Partenaires reliés à l'industrialisation
Potentiel de marché: Perception globale du marché accessible
Intérêt: Intérêt perçu de la part des utilisateurs

Ainsi, les créneaux qui offrent le plus de possibilité d'application immédiate de la digestion anaérobie sont le le traitement des eaux usées de l'industrie **agro-alimentaire**, des **pâtes et papiers** ainsi que du traitement des **déchets agricoles**. Quant aux cibles que sont le traitement des **eaux usées faiblement chargées d'origine domestique**, des **eaux usées de l'industrie chimique et pétrochimique**, le **traitement des sols contaminés**, des **déchets urbains et lixiviats de sites d'enfouissement**, ceux-ci ne pourront se développer que dans la mesure ou des investissements importants seront consentis en recherche et développement. Pour leur part, les secteurs reliés à la production de **biens consommables** (biogaz, acides organiques, protéines) ne semblent pas avoir de chance de se développer au Québec.

Les effluents d'origine **agro-alimentaire** étant facilement biodégradables, l'implantation de réacteurs anaérobies ne devrait pas poser de problèmes techniques importants; ce secteur sert d'ailleurs de banc d'essai pour la conception de réacteurs plus performants. Les industries de la transformation du lait et de la conserverie de fruits et légumes devraient être les premières utilisatrices de cette technologie. L'industrie de la transformation du poisson tout comme celle de la conserverie, à cause de la nature saisonnière de leurs activitées, pourraient utiliser avantageusement la digestion anaérobie. La production d'énergie excédentaire pendant la période de forte production est aussi un avantage marqué face à toute autre technologie.

Dans le secteur des **pâtes et papiers** l'implantation industrielle d'unités de traitement anaérobie est possible mais risquée car il y a peu d'expertise en détoxication de ce type d'eaux usées. D'autre part la tendance actuelle de combiner des technologies physico-chimiques (telle l'ozonation, l'ultrafiltration, la précipitation chimique, la photolyse par des rayons ultra-violet) avec la digestion anaérobie ouvre la voie au traitement de plusieurs types d'effluents contenant des composés difficilement biodégradables ou toxiques.

A moyen terme, le traitement des eaux usées phénolées de l'**industrie chimique et pétrochimique** est possible, mais à notre connaissance, aucun essai n'a encore été réalisé avec des réacteurs pilotes. Au Québec, les ressources en R & D dans ce secteur sont uniquement reliées à la restauration des sols contaminés. A plus long terme, ce secteur connaîtra un développement important, car l'opinion publique amène les gouvernements à prendre des mesures forçant les industriels à agir.

Toutefois la complexcité de ces nouvelles applications exige un effort important en recherche.

La gestion rationnelle des **sites d'enfouissement des ordures ménagères** devient de plus en plus préoccupante et la digestion anaérobie se produisant naturellement dans ces sites permettrait une utilisation rationnelle de l'énergie du biogaz. De plus, la pratique de plus en plus répandue de la cueillette sélective du verre, du papier et du métal permet d'augmenter le contenu en matière organique des déchets. Cette pratique incitera les industriels à utiliser la digestion anaérobie comme système de dépollution et de récupération d'énergie. Toutefois, dans ce secteur, les ressources québécoises en recherche et développement sont quasiment nulles et en conséquence la technologie devra vraisemblablement être importée.

Le développement d'une industrie produisant et vendant des **biens consommables** issus de la digestion anaérobie tels les acides organiques est très improbable pour des raisons économiques et technologiques. Par contre l'utilisation du méthane, la vente occasionelle de biomasse granulaire, la production d'engrais et de protéines à partir des boues pourront offrir un certain retour sur l'investissement à des industries ou des fermes utilisant des réacteurs anaérobies pour le traitement de leurs déchets.

D'autre part, il s'avère important que le **développement et l'optimisation de réacteurs anaérobies** par des firmes de génie conseil se poursuive et que les centres de recherche soient activement mis à contribution, notamment pour le traitement des eaux usées toxiques par des systèmes combinés biologique et physico-chimique et la mise au point de capteurs permettant l'opération automatisée de stations anaérobies. Les industriels intéressés au développement de ces systèmes sont encore peu nombreux mais il peuvent entrevoir un marché intéressant pour les sondes à hydrogène dissous et éventuellement pour les calorimètres et autres nouveaux outils qui méritent une évaluation à long terme.

En somme, les avantages économiques et écologiques de la digestion anaérobie en font une technologie de traitement des eaux usées de l'avenir. Pour plusieurs types d'industries, la digestion anaérobie s'avèrera la solution la plus écologique pour le traitement des effluents. Ceci est dû à la faible quantité de boues générées, à la faible demande énergétique pour l'opération des réacteurs, à la destruction des pathogènes et à la production d'énergie renouvelable sous forme d'un gaz combustible à grande valeur énergétique. De plus, la possibilité d'utiliser la biomasse produite comme engrais ou comme source de protéines pour l'alimentation animale correspond à ce que l'on attend d'une technologie s'incrivant dans un plan de développement durable.

Dégradation du phénol par fermentation méthanique

(Anaerobic Degradation of Phenol)

J.G. Bisaillon
Institut Armand-Frappier
Montréal (Québec)

Texte non reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

MANAGEMENT OF WASTEWATER IN A LIGHT VEHICLE MANUFACTURING COMPANY IN EGYPT

by
Fatma A. El-Gohary; Sohair I. Abo El-Ela;
Hala M. El-Kamah
Water Pollution Control Department,
National Research Centre, Cairo, Egypt
and H.I. Aly
Civil Engineering Dept., Ain Shams Univ.,
Cairo, Egypt.

INTRODUCTION

The separation and removal of the hazardous wastes before disposing into the environment is a necessary process for protection from pollution with hazardous chemicals (1).

The industry under investigation contains within it many operations that often, by themselves, constitute complete businesses. The most important of which are electroplating and painting.

Average daily wastewater discharge from the factory is 324 m^3/d. It receives no treatment prior to disposal to a near-by canal.

The main objective of this study is the management of wastewater discharged from this industry, either separately or in combination with a near-by automobile factory discharging 630 m^3 per day in the same canal.

MATERIAL AND METHODS

An intensive monitoring program was run for almost six months. Separate and composite wastewater samples were collected intermittently from departmental as well as the final effluent to obtain close representation of the waste as influenced by changes in daily operations. Physico-chemical analysis were carried out according to Standard Methods (1990) (2).

Treatment of Wastewater from Light Vehicle Plant Reduction of Hexavalent Chromium

Wastewater bearing Cr^{+6} from the electroplating process was reduced using ferrous sulfate in an acidic medium (3).

Treatment of the Final Effluent

Wastewater containing nickel and reduced chromium was then mixed with other industrial and human wastes prior to collective chemical treatment via coagulation-sedimentation technique using lime.

Combined Treatment of Wastewater Under Investigation and Final Effluent from Automobile Factory

Two treatment schemes were investigated. In both schemes, reduction of Cr^{+6} to Cr^{+3} was carried out.

In the first scheme, the pretreated electroplating wastewater was mixed with wastes discharged from other

departments and the final effluent of the automobile industry. The mixture was then subjected to chemical coagulation using lime.

In the second scheme, separate treatment of the electroplating wastes to remove nickel and chromium by coagulation-precipitation using lime was carried out. The treated effluent was mixed with other departmental wastes and the final effluent of the other company. The whole mixture was subjected to biological treatment via completely mixed activated sludge process (4). After an acclimation period of four weeks, appropriate measurements were carried out to determine the physico-chemical characters of the treated effluent. All studies were carried out at room temperature (22 $\pm$ 2°C).

The biological system was operated continuously at a BOD load equivalent to 0.182 kg/m^3/d. The retention time and MLSS were 5.6 hr and 3 g/L, respectively.

RESULTS AND DISCUSSION

Characteristics of Wastewater of the Light Vehicle Company

Variation in wastewater characteristics were found to be a function of the daily operaitons. The results obtained showed that wastewater from pickling and degreasing contain high concentrations of oil and grease. Average values were around 210 mg/L. Oil and grease were also found in high concentrations (241.5 mg/L) in wastewater discharged from the painting department. Appreciable concentrations of oil and grease were detected in wastes discharged from almost all departments due to lubrication of the machines.

Variation in nickel and chromium concentrations in the rinsing water of the electropating department is shown in Fig. (1).

Chemical oxygen demand of the processing wastes varied from 78 to 497 mg/L. Nickel and chromium were found in concentrations ranging from 7.0 to 25.0 and from 15.0 to 33.0, respectively.

Variation in the quality of the final effluent is shown in Fig. (2).

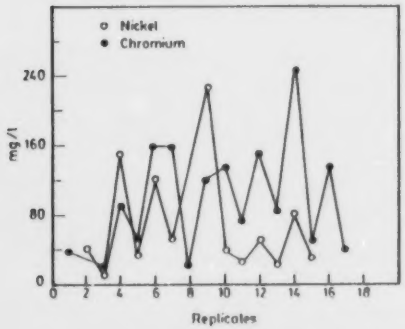


FIG. 1 VARIATION OF NICKEL AND CHROMIUM CONCENTRATIONS IN RINSING WATER FROM THE ELECTROPLATING DEPARTMENT

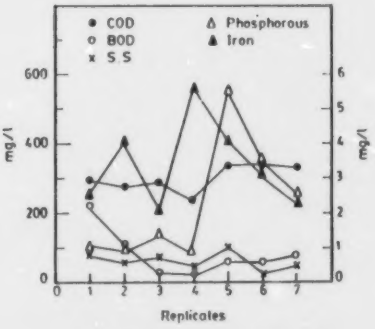


FIG. 2 . VARIATION IN THE QUALITY OF THE FINAL EFFLUENT.

Variation in the quality of the final effluent of automobile manufactoring plant is shown in Fig. (3). Chemical and biological oxygen demands varied from 500 to 1096 mg/L and from 156 to 254 mg/L with average values of 758.5 and 190.66 mg/L, respectively. Concentrations of oil and grease and zinc were 136 mg/L and 9.8 mg/L, on the average.

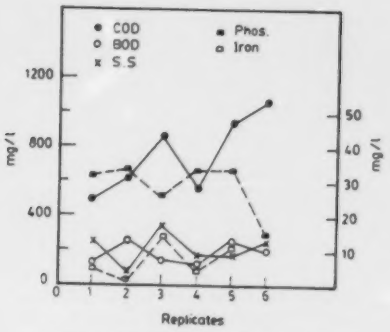


FIG. 3 . VARIATION IN THE QUALITY OF EFFLUENT FROM AUTOMOBILE FACTORY .

TREATABILITY STUDIES

Pre-treatment Prior to Discharge Into the Sewerage System

This option included the separate treatment of the electroplating wastes. Reduction of hexavalent chromium to the tri-valent form was carried out using ferrous sulfate in an acidic medium.

This was followed by separation of nickel and chromium by coagulation, flocculation and sedimentation using lime. The treated wastewater was then mixed with wastes from other departments and human wastes. The quality of the wastewater produced comply with the guidelines regulating wastewater into the sewerage system.

Chemical Treatment of the Industrial and Human Wastewater Discharged from the Light Vehicle Factory

Chemical coagulation of the end-of-pipe effluent, after reduction of chromium, using lime was carried out.

High quality effluent was obtained. Residual COD and BOD varied from 23.7 to 68.5 mg/L and from 1.3 to 60 mg/L, respectively. Residual nickel varied from zero-1.0 mg/L, while complete removal of chromium was achieved. However, no significant reduction of ammonia was recorded.

Combined Treatment of Wastewater Under Investigation and the Final Effluent of Automobile Factory

From the data obtained, it became obvious that both chemical as well as biological techniques could be applied. The priority of applying one of the two alternatives

depends primarily on the available facilities and the investment required.

Chemical Treatment

The use of lime as a coagulant produced a high quality effluents (Fig. 4). Residual values of COD and BOD ranged from 34.6 to 70.5 mg/L and from 11.5 to 33.0 mg/L, respectively. Moreover, more than 99% removal of both nickel and chromium were achieved with corresponding residual values not exceeding 0.1 mg/L.

Biological Treatment

Biological treatment of the combined wastes showed that most of organic and inorganic constituents are biodegradable Fig. (5). Nickel, chormium and ammonia were completely removed. Chemical and biological oxygen demands residual values ranged from 17.3 to 44 mg/L and from 4.9 to 25.6 mg/L, respectively. The effluent produced comply with the standards regulating discharge of wastewater into agricultural drains.

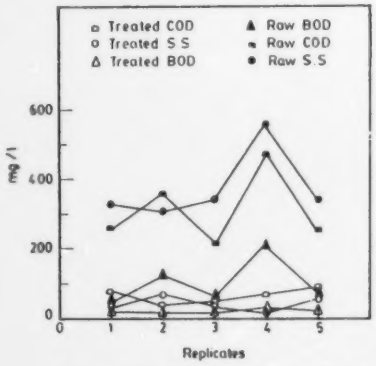


FIG. 4 . EFFICIENCY OF CHEMICAL TREATMENT.

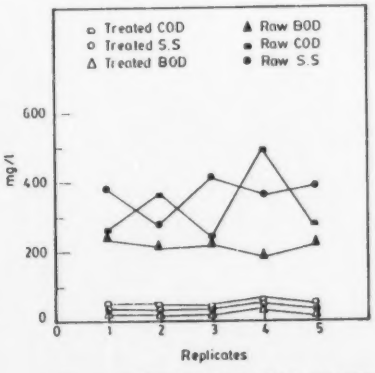


FIG. 5 . EFFICIENCY OF BIOLOGICAL TREATMENT.

Process Design

Available data revealed that an oil trap is necessary prior to implementing any of the techniques under consideration.

When selecting the option of discharging industrial wastewater of the light transport industry to public sewerage system, chromium and nickel in the electroplating waste effluent were found the only problem. Accordingly, chromium reduction have to be treated seperately and can be achieved using ferrous sulfate.

Additional chemical treatment for the effluent wastewater containing reduced chromium is also required. The use of lime is recommended due to its local availability and higher efficiency in nickle and chromium removal. The facilities required in this case are shown in Fig. (6).

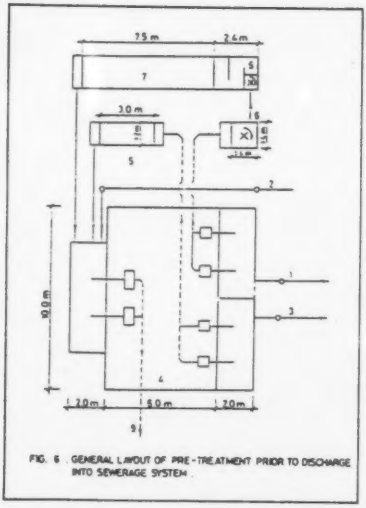


FIG. 6 GENERAL LAYOUT OF PRE-TREATMENT PRIOR TO DISCHARGE INTO SEWERAGE SYSTEM.

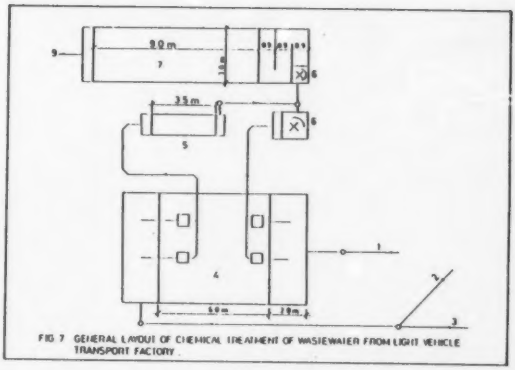


FIG 7 GENERAL LAYOUT OF CHEMICAL TREATMENT OF WASTEWATER FROM LIGHT VEHICLE TRANSPORT FACTORY.

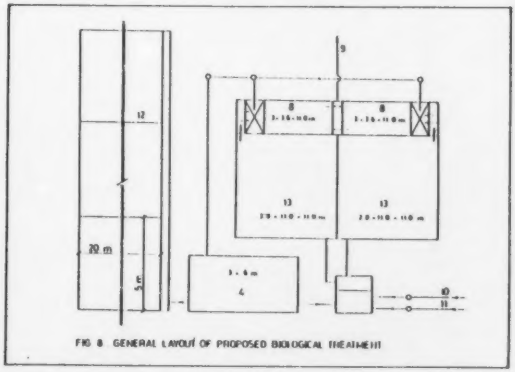


FIG 8 GENERAL LAYOUT OF PROPOSED BIOLOGICAL TREATMENT

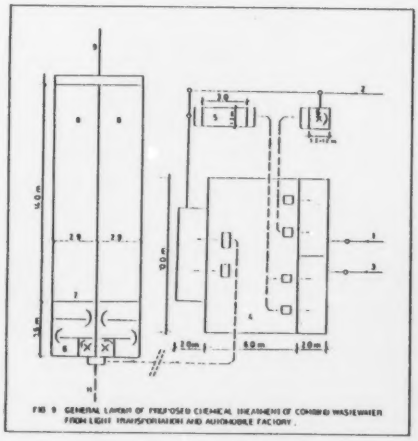


FIG 9 GENERAL LAYOUT OF PROPOSED CHEMICAL TREATMENT OF COMBINED WASTEWATER FROM LIGHT TRANSPORTATION AND AUTOMOBILE FACTORY.

1. Electroplating department
2. Sanitary Sewage
3. Painting Department
4. Pump Station
5. Oil Separation
6. Mixing tank
7. Flocculation tank
8. Sedimentation tank
9. Treated wastewater
10. From light vehicle industry
11. From Automobile factory
12. Sludge Drying beds
13. Aeration tank

To make it possible to discharge the combined wastewater from the light vehicle transport factory to the near-by canal, treatability studies of the wastewaters revealed that wastes containing reduced chromium has to be mixed with other industrial and domestic wastes prior to collective chemical treatment via chemical coagulation, sedimentation with lime. pH must be adjusted before discharging the treated waste to near-by canal. A general layout of the proposed system in this case is shown in Fig. (7).

Combined treatment of wastewater under investigation and wastes discharged from a near-by automobile manufacturing company could be obtained using either chemical or biological methods. Completely mixed activated sludge is the biological process investigated.

In the first scheme (Figure 8), separate treatment of electroplating wastes was carried out. The treated effluent was mixed with other departmental wastes and the final effluent of the automobile factory. The whole mixture was subjected to biological treatment via completely mixed activated sludge process.

In the second scheme, reduction of Cr^{+6} to Cr^{+3} was carried out, after which it was mixed with wastes discharged from other department and the final effluent of the automobile industry. The mixture was then subjected to chemical coagulation using lime. Fig. (9) shows a general layout of the facilities required.

CONCLUSION

Cost analysis of the different treatment techniques adopted were conducted based on construction, operation and maintenance costs for a 20 year period. The outcome of this study revealed that pre-treatment of the industrial wastewater to remove metals, oil and grease and cyanide prior to discharge into the sewerage system, is the most appropriate technique from both the economic and technical point of view.

In case availability of the sewerage system is not foreseen in the coming years, combined treatment of both factories, using chemical coagulation is recommended.

REFERENCES

1. Smith, M.J. and Heath, A.G. (1979). "Acute toxicity of copper, chromate, zinc, and cyanide to freshwater fish. Effect of different temperatures". Bull. Environ. Contam. Toxicol., 22, 113-119.
2. Standard Methods for the examination of water & wastewater. (1990). APHA, AWWA, WPCF, 16th ed. Washington.
3. Martin J. Thomas and Thomas L. Theis, (1976) "Effect of selected ions on the removal of chromium III hydroxide". August, Journal, Water Pollution Control Federation, Washington, D.C. 20016 printed in U.S.A.
4. Fatma A. El Gohary, Sohair I. Abo El-Ela and Hamdy I. Ali, (1989). "Wastewater management in the automobile industry". Wat. Sci. Tech. Vol. 21, Brighton, pp. 255-263.

Demonstration of a Thermal Gas-phase Reduction Process

(Procédé de réduction thermique en phase gazeuse : résultats d'essais de démonstration)

Jim Nash
Eco Logic International Inc.
Rockwood, Ontario

Paper appears on page 479
Texte apparaît à la page 479

TRAITEMENT PAR EVAPORATION FORCEE : D'EAUX FORTEMENT CHARGEES EN POLLUTION PROCEDE AIRBI EAU

par

Didier AMAR et Patrick COURANT

FRANCE DECHETS
78440 GARGENVILLE (France)

RESUME

FRANCE DECHETS et MAT AIRBI présentent un procédé original de séchage d'effluent liquide : AIRBI EAU. Les applications présentées sont :

- traitement des lixiviats de Centres d'Enfouissement Technique,
- traitement du lisier de porcs.

Cet article décrit l'application de ce procédé au traitement des lixiviats d'un de nos Centres d'Enfouissement Technique.

Le procédé AIRBI EAU est composé d'un traitement biologique des effluents et ensuite d'une évaporation de ces effluents dans une enceinte de confinement.

Ce procédé permet d'éliminer tout rejet liquide dans le milieu naturel. Le séchage de ces effluents permet d'accroître l'efficacité technico-économique des traitements d'inertage voire la revalorisation de produit sec.

La taille de ces installations peut être au maximum de 10 000 m^3/an.

Les analyses chimiques de l'air n'ont révélé que des traces de pollution.

I - INTRODUCTION

Les Centres d'Enfouissement Technique (C.E.T.) constituent le maillon final d'élimination des déchets ménagers ou industriels. Ils complètent tous les autres modes de traitement : tri, revalorisation, incinération.

La bonne gestion d'un centre d'enfouissement technique passe par la maîtrise de toutes les nuisances.

L'enfouissement des déchets est un véritable procédé de traitement qui contribue à la protection de l'environnement mais doit être mis en oeuvre suivant des règles strictes :

- limitation de la surface exploitée d'où une conception d'alvéoles de surface restreinte ;
- mise en oeuvre en couches minces suivie, bien entendu, de la couverture régulière des déchets ;
- maîtrise des nuisances olfactives : captage et traitement du biogaz issu de la fermentation méthanique des déchets.

L'eau météorique s'infiltrant dans les massifs de déchets et l'eau de constitution des déchets se chargent en éléments polluants solubles qu'il est alors nécessaire de traiter pour :

- la réduction des nuisances olfactives ;
- la protection des nappes phréatiques ;
- la protection du milieu naturel : rejet dans le milieu naturel en conformité avec les normes en vigueur ;
- la stabilité mécanique des digues entourant les alvéoles de déchets.

Les mécanismes de formation des lixiviats sont très complexes, mettant en jeu 2 types de réactions :

*1) **dégradation biologique*** de la matière organique en aérobiose et anaérobiose, produisant dans le lixiviat des métabolites intermédiaires et des produits finaux de ces réactions biologiques ;

2) ***dissolution*** d'éléments organiques et minéraux par le passage de l'eau dans les déchets.

Il est alors très difficile de fournir une analyse type d'un lixiviat. Il est possible, en première approximation, de prendre comme composition moyenne des lixiviats le tableau suivant :

pH	6,1	
DCO DBO_5 COT	5 000 mg/l 2 500 mg/l 1 700 mg/l	Pollution (*) organique
Na^+ K^+ Ca^{++} Mg^{++} $Cl^-(SO_4^{--})$ NH_4 P TOTAL	3 000 mg/l 2 000 mg/l 5 000 mg/l 700 mg/l 6 mg/l	Pollution saline
Fe^{++} Mn^{++} Zn^{++} Autres métaux Co-Ni-Cu-Cr Pb-Mo-As-Hg	900 mg/l 25 mg/l 10 mg/l < 10 mg/l	Pollution due aux métaux lourds
MES totales Couleur Odeur	500 mg/l Noire Fétide	Pollution environnementale

Les normes de rejet portent sur les éléments organiques (D.C.O., D.B.O., N.T.K.) mais aussi sur les éléments minéraux (métaux). En fonction de la qualité du milieu récepteur, ces normes imposent des traitements très complexes voir impossible économiquement lorsqu'il s'agit d'éliminer, par exemple, une certaine quantité de chlorures. Dans d'autres cas, il n'existe pas d'exutoire à proximité du C.E.T.. Il faut exporter les lixiviats dans des centres de traitement spécialisés, ou les traiter sur les C.E.T. et les exporter traités vers un milieu récepteur.

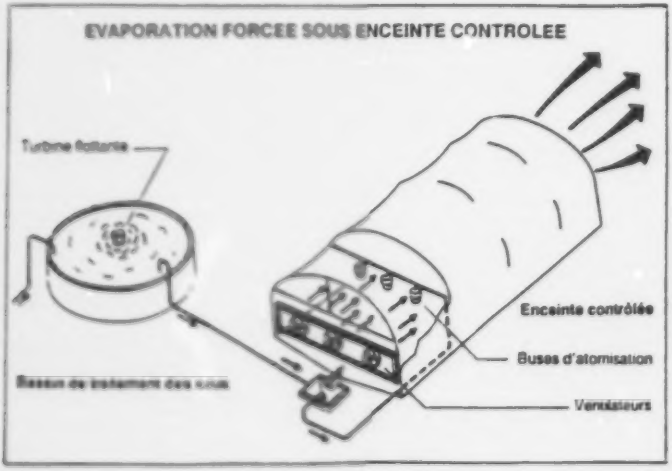
C'est devant cette problématique que FRANCE DECHETS a décidé de développer un procédé d'évaporation des lixiviats : le procédé AIRBI EAU.

II - PRESENTATION DU PROCEDE

Depuis 1980, FRANCE DECHETS a mené des recherches sur l'élimination des lixiviats de C.E.T. par "évaporation forcée", une grande connaissance des phénomènes a été recueillie, tant sur le terrain (BELLEGARDE, PONTAILLER-SUR-SAONE, SERAF, VILLEPARISIS, Centres d'Enfouissement Technique de déchets industriels), qu'avec la collaboration d'organismes réputés (INRA de Versailles - La Minière).

En 1987, FRANCE DECHETS a pu développer cette technique grâce au matériel de la société AIRBI (système E.F.L.), devenue depuis MAT AIRBI, qui répondait au cahier des charges précédemment défini.

Le principe de ce procédé baptisé AIRBI EAU est un traitement biologique par lagunage aéré couplé à une évaporation forcée du lixiviat (figure 1). Le système AIRBI transforme la pollution organique du lixiviat en solide et l'eau se trouve totalement évaporée sans transfert de polluant ou émission d'aérosols dans l'atmosphère.



L'étape biologique aérobie a plusieurs rôles :

- dégradation d'une partie de la pollution organique des lixiviats sous forme gazeuse ;
- dégradation des composés volatiles odoriférants présents dans les lixiviats (acides gras volatiles et composés soufrés).

L'effort de recherche a porté sur la mise au point de la buse de micronisation du lixiviat et sur la récupération de la phase solide (Brevet INPI n°8904122,8603207).

Des essais sur site ont été réalisés sur différents Centres d'Enfouissement Technique (C.E.T.) ; BELLEGARDE 1987-1988, RENNES 1989 et sous le tunnel expérimental de CHATEAU THIERRY en 1990 pour adapter les buses à l'évaporation des lixiviats. La concrétisation de tous ces efforts trouve son aboutissement dans la réalisation industrielle sur le site de FEROLLES ATTILLY : Centre d'Enfouissement Technique d'ordures ménagères en région parisienne.

2.1. Principe du procédé

Le principe de fonctionnement du procédé est le suivant : dans sa largeur, la serre est équipée de ventilateurs qui soufflent l'air extérieur vers l'intérieur.

En aval de ces ventilateurs sont disposées, à une hauteur proche de 2,5 m, des buses de micronisation qui ont pour objectif de fabriquer un aérosol à partir des lixiviats pompés dans la lagune aérée. La serre a une longueur de 48 m, et sa partie aval est ouverte côté toit afin de laisser s'échapper une quantité d'air correspondant à celle pulsée par les ventilateurs d'entrée.

L'air pulsé à l'intérieur étant sous saturé, le principe du système consiste en l'évaporation progressive des aérosols formés par les buses de micronisation. On assiste de ce fait au dépôt résultant de la cristallisation des solutés sur le sol de la serre. La figure 2 illustre le fonctionnement du procédé d'évaporation. Le débit de lixiviat est régulé automatiquement en fonction des conditions météorologiques instantannées (température, hygrométrie de l'air).

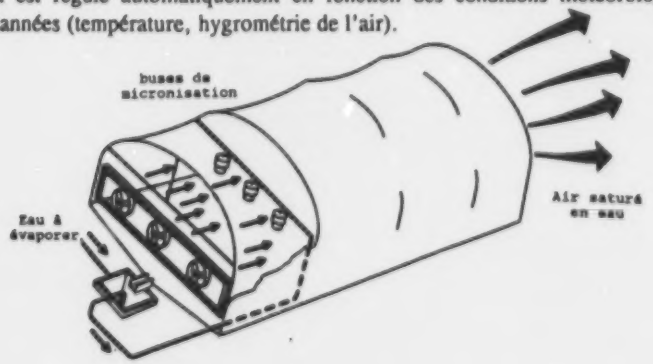


Figure 2 : SCHEMA DU PROCEDE AIRBI-EAU

III - APPLICATION INDUSTRIELLE ET BILAN DE FONCTIONNEMENT

FRANCE DECHETS a équipé deux de ses Centres d'Enfouissement Technique de ce procédé :

- Ferolles-Attilly (France),
- Bellegarde (France).

3.1 Procédé AIRBI EAU : Ferolles-Attily

Nous ne présenterons que l'installation de Ferolles-Attily, Centre d'Enfouissement Technique de Classe II (ordures ménagères). Ce site recevait 1 600 t/jour d'ordures ménagères. Le volume des lixiviats produits est de 2 500 à 3 000 m^3/an. Notre bureau d'études a dimensionné le procédé AIRBI EAU de la façon suivante.

Le procédé d'évaporation se dimensionne à partir des moyennes des données météorologiques sur les 30 dernières années.

En effet, la quantité d'eau évaporée dépend des conditions hygrométriques et de température sur le site.

Le lagunage aéré est constitué d'un bassin étanché par une membrane de P.E.H.D. de 1,5 mm d'épaisseur. Le volume de celui-ci est de 3 000 m^3. L'aération est assurée par 2 turbines flottantes de 11 kW de puissance unitaire.

L'évaporation est assurée sous une serre de 12 m de largeur et 48 m de longueur, pourvue de 18 ventilateurs de puissance unitaire 2,5 kW et de débit 40 000 m^3/h. 14 buses de micronisation (MAT AIRBI) sont chargées de pulvériser le lixiviat dans la serre.

L'investissement est de 2,5 M.F.F.

3.2. Bilan de fonctionnement

L'installation a été construite entre Octobre 1990 et Janvier 1991. Elle fut mise en route en Avril 1991.

A ce jour, elle a fonctionné 1 085 heures et a évaporé plus de 980 m^3 de lixiviat. Comme le prévoyait la théorie de la déposition des particules, le sol de la serre est couvert de dépôt sec sur toute sa longueur. L'analyse élémentaire du lixiviat avant évaporation et le dépôt sec ne montre aucune différence significative (tableau 2). Il n'y a pas de réaction d'oxydation du lixiviat lors de l'évaporation de celui-ci dans la serre.

Tableau 2 : Comparatif des analyses élémentaires entre le lixiviat brut et le dépôt sec

	Unité	Lixiviat brut	Dépôt sec
Carbone organique total	mg/l	537	8 396
carbone	g/100 g MS	6,6	12,81
Hydrogène	g/100 g MS	0,8	1,6
Azote	g/100 g MS	1,8	2,2
Oxygène	g/100 g MS	24,98	22,83

Afin d'assurer l'innocuité de notre procédé vis-à-vis de l'environnement, deux campagnes de mesures de la qualité de l'air en sortie d'évaporation, ont été réalisées par le C.E.T.I.A.T. (centre technique des industries aéroliques et thermiques) spécialisé dans l'analyse de l'air en sortie d'incinérateur ou d'autres process industriels.

L'aspiration du volume d'air prélevé est réalisée dans le sens de l'écoulement de l'air en bout de serre, au droit de la sortie. Sur le tableau 3 sont résumées les méthodes d'analyses et les valeurs trouvées dans l'air de sortie. Dans la dernière colonne de ce tableau, à titre de comparaison, sont mentionnées les normes françaises en vigueur sur les émissions d'air en sortie d'incinérateur d'ordures ménagères.

3.3 Analyse des résultats obtenus

- ***Poussières totales :*** les concentrations en particules totales sont faibles et correspondent au niveau de pollution d'une ambiance non urbaine.

- ***Métaux lourds particulaires/gazeux*** = *acides volatiles, composés chlorés, composés azotés, composés fluorés* : les valeurs mesurées pendant les temps de prélèvement mis en oeuvre sont très faibles voire non détectables pour ces conditions de prélèvement. Pour obtenir une valeur, il est nécessaire d'effectuer un prélèvement de longue durée, qui peut ne pas être compatible avec la durée de fonctionnement du process. De plus si l'on se réfère aux valeurs (données comme indicateur) des limites des rejets d'incinération d'ordures ménagères (IOM), on s'aperçoit que les niveaux mesurés sont très inférieurs.

- ***Composés soufrés et dioxyde d'azote :*** ces deux polluants peuvent servir de composés type pour qualifier la qualité de l'air au rejet de l'installation étudiée. En effet, si l'on se réfère aux valeurs limites à l'émission (VLE) existant dans les trois domaines suivants :

- valeurs limites de SO_2 à l'émission (ex IOM) : Décret 25/01/91 300 mg/Nm^3
- valeurs limites de NOx à l'émission ordre de grandeur 200-400 mg/Nm^3
- valeurs limites de SO_2 dans les ambiances de travail VLE 10 mg/m^3 (10 000 µg/m^3) VME (valeur minimum à l'évaporation) 5 mg/m^3 (5 000 µg/m^3)
- valeurs limites de NO_2 dans les ambiances de travail VLE 6 mg/m^3 (6 000 µg/m^3) pas de VME

- valeur limite de SO_2 dans l'air ambiant valeur moyenne annuelle : 80 µg/m^3 (directive européenne 80/779) 15/07/80
- valeur limite de NO_2 dans l'air ambiant valeur moyenne annuelle : 200 µg/m^3 (directive europenne 85/203) 07/03/85

L'air au niveau de la sortie de serre ne peut être considéré ni comme l'air provenant d'émission de source industrielle, ni comme de l'air ambiant. Ces différents niveaux de concentration permettent d'apprécier les valeurs mésurées dans l'air au rejet de l'installation de Ferolles.

- SO_2 : les valeurs mesurées sont exprimées en SO_4^{2-} (sulfates). Si l'on exprime ces valeurs (650 µg/m^3 (04/07) - 1 260 µg/m^3 (05/07) en équivalent SO_2 les niveaux sont 435 µg/m^3 (04/07) 840 µg/m^3 (05/07).

L'ordre de grandeur se situe plutôt au niveau des valeurs limites dans l'air ambiant (≃ 5 à 10 fois supérieur).

- NO_2 : l'enregistrement en continu de la concentration en oxydes d'azote permet d'observer que le niveau mesuré est constant (≃ 720 - 750 µg/m^3).

Là encore ce niveau de concentration correspond à l'ordre de grandeur de la valeur limite dans l'air ambiant (≃ 4 fois supérieur).

En conclusion, les niveaux mesurés pour l'ensemble des polluants pris en compte sont faibles si l'on se rapporte aux valeurs limites existantes dans le domaine de l'émission de process industriels et aux valeurs limites d'exposition dans les locaux de travail.

IV - AUTRES APPLICATIONS INDUSTRIELLES

La société MAT AIRBI détentrice des buses, a construit plusieurs unités de traitement des lisiers de porcs en FRANCE, JAPON et CANADA. Le procédé permet de sécher le lisier de porcs, donc réduit considérablement les pollutions de nappes par épandage liquide dans les champs. Le lisier ainsi séché peut être composté, ou épandu dans les périodes propices en diminuant fortement les volumes stockés.

Sur le site d'Enembien (France) une installation a été construite pour traiter 6 000 m^3 de lisier/an.

Le dimensionnement suivant a été adopté :

- longueur de la serre..... 48 m
- largeur de la serre..... 12 m
- 18 ventilateurs de ..... 1,5 kW
- 14 buses de micronisation

Le total des investissements est de 1,8 M.F.F. pour un coût de fonctionnement de 5 F.F./m^3 de lisier.

V - CONCLUSION

FRANCE DECHETS et la société MAT AIRBI ont élaboré un procédé d'évaporation d'effluent liquide concentré. Les premières applications ont été le traitement de lixiviats de Centre d'Enfouissement Technique, et le traitement de lisier de porcs.

Il est tout à fait possible d'appliquer cette technique à toutes saumures concentrées dépourvues de composés volatils (solvants organiques, composés volatils toxiques).

Dans le traitement des lixiviats, la lagune aérée dégrade tous les composés volatils afin d'assurer un maximum de garanties sur la qualité de l'air après évaporation.

Les coûts d'exploitation et d'investissement du procédé AIRBI EAU sont à comparer à des traitements complets d'élimination de la pollution tels que : adsorption, oxydation totale ou filtration.

Pour des traitements de faibles capacités (5 000 m^3/an) ce procédé est très compétitif.

Les analyses de la qualité de l'air en sortie d'évaporation n'ont révélé que des traces de pollution bien en deçà des normes de rejets de certaines industries.

Le procédé AIRBI EAU est un conditionnement de la pollution qui la transforme en solide plus facilement inertable.

Tableau 3 : Résultats polluants particulaires et gazeux

	04/07/91	05/07/91	Exemple de valeurs limites à l'émission (incinération ordures ménagères)		Méthodes d'analyses
NO (monoxyde d'azote) NO2 (dioxyde d'azote) n = nombre de mesures x = moyenne (µg/Nm³) écart type	0 32 754 41	0 304 717 8	NOx (exp en NO_2)	200 mg/Nm³ (200 000 µg/Nm³)	Chimie luminescence NF X 43018
Composés chlorés (exp. en NH_3) µg/Nm³	15	150	HCl	106 mg/Nm³ (100 000 µg/Nm³)	Chromatographie ionique
Composés fluorés (exp. en F^-) µg/Nm³	non détectable	25	HF	4 mg/Nm³ (4 000 µg/Nm³)	Chromatographie ionique
Composés soufrés (exp. en SO_4^{2-}) µg/Nm³	650 (435 exp en SO_2)	1 260 (840 exp en SO_2)	SO_2	300 mg/Nm³ (300 000 µg/Nm³	Chromatographie ionique
Composés azotés (exp. en NH_3) µg/Nm³	600	300	/		Chromatographie ionique
Poussières totales µg/Nm³ Filtre n°1 Filtre n°2	avant évaporation 99 après évaporation 41 57	Filtre n°3 : 34	Poussières totales	150 mg/Nm³ (150 000 µg/Nm³)	NF X 43 303
Métaux lourds particulaires (Cd, Zn, Fe, Cr, Cu, Pb, Ni, Hg) non détectable gazeux (Hg_v, Cd) Hg (µg/Nm³)non détectable Cd (µg/Nm³)	non détectable 1,3 non détectable	Métaux lourds	1 mg/Nm³ (1 000 µg/Nm³) $\delta + \rho$	Adsorption atomique
Acides volatiles Acide acétique acide propionique acide butyrique acide valérique	non détectable NB limite de détection correspondant au volume prélevé C_2 200 µg/Nm³ C_3 500 µg/Nm³ C_4 - C_5 1 000 µg/Nm³	Cn Hm (hydrocarbures totaux) exp. en C total	20 mg/Nm³ (20 000 µg/Nm³)	Chromatographie phase

PRISE EN CHARGE DES PROBLEMES ENVIRONNEMENTAUX CHEZ STELFIL

par

DENIS BARRAS, ing.
STELFIL, unité commerciale de Stelco inc.
303, boul. St-Joseph
Lachine, Québec

PRESENTATION DE LA COMPAGNIE:

Stelfil est une unité commerciale de Stelco Inc. L'usine Stelfil est située au sud-ouest de Montréal, en bordure du canal Lachine. Environ 200 personnes y travaillent. Notre usine alimente le marché canadien et américain depuis près de 100 ans. Nous occupons 22% du marché canadien de fils galvanisés et offrons à nos clients pas moins de 2000 produits différents. Depuis le fil pour ressorts d'ameublement jusqu'au fil pour liage de balles de pâte à papier en passant par le fil pour clôture, notre produit trouve des applications dans des industries très variées.

Oeuvrant dans un secteur considéré comme extrêmement polluant, notre processus de fabrication implique l'utilisation de métaux tels le zinc, le plomb et le fer, ainsi que d'acide sulfurique et chlorhydrique. Ceux-ci ne sont malheureusement pas sans avoir de répercussions sur l'eau et l'air. Si bien que nous avons dû mener notre lutte sur tous les fronts à la fois. Cette lutte nous a non seulement réclamé beaucoup d'énergie mais aussi, nous a-t-elle forcée à déployer des trésors d'imagination. C'est ainsi qu'en voulant mettre un terme aux pluies acides générées par notre processus de galvanisation (recouvrement du fil d'acier par une couche protectrice de zinc) les gens de chez nous ont développé un nouveau procédé de nettoyage unique au monde. Ce procédé, nous l'avons baptisé «ligne de nettoyage à ondes acides».

DESCRIPTION DES TRAVAUX:

C'est depuis 1986 que nous exerçons des contrôles de plus en plus vigoureux sur la qualité et la quantité de l'eau rejetée à l'égoût municipal, la qualité de l'air, tant à l'intérieur qu'à l'extérieur de notre usine, et la protection du sol.

Nos efforts se sont concentrés jusqu'en 1990 à développer ou à améliorer les procédés en trois phases. La première phase: le développement et l'installation de quatre unités de nettoyage à ondes acides en circuit fermé et deux unités de rinçage. La deuxième phase: la construction d'une nouvelle ligne de décapage de la tige d'acier avec un système de régénération d'acide. Enfin, la troisième phase: la ségrégation des eaux d'usine et la construction d'une station de traitement des eaux usées. Voilà tous les travaux effectués au coût total de $5,900,000.

PHASE 1:

La phase 1 avait pour but le développement et l'installation de quatre unités de nettoyage à ondes acides et de deux unités de rinçage. Les objectifs principaux étaient les suivants: 1) cesser les émissions d'acide chlorhydrique dans l'atmosphère; 2) améliorer la qualité de l'air à l'intérieur de notre usine; 3) réduire la charge de pollution par le plomb et le zinc à l'étape de rinçage; 4) réduire de façon significative les quantités d'eau consommées; 5) réduire les quantités d'acide chlorhydrique utilisées dans ce procédé. Le coût de cette phase: $1,500,000.

Deux innovations caractérisent la phase 1: 1) remplacer le procédé conventionnel de nettoyage du fil; 2) remplacer le procédé conventionnel de rinçage du fil.

Le remplacement du procédé conventionnel de nettoyage du fil:

Le procédé traditionnel de galvanisation implique de nombreuses étapes au cours desquelles le fil est plongé successivement dans des bains de plomb, d'acide et de zinc. Ce procédé était extrêmement polluant sur tous les plans: Premièrement, entre chaque étape, le fil devait être rincé avec des quantités astronomiques d'eau - l'équivalent d'une centaine de robinets domestiques ouverts au maximum 24 heures par jour - qui devenaient vite contaminées au plomb et au zinc et par conséquent inutilisables. Deuxièmement, ce procédé générait annuellement environ 500,000 litres d'acide chlorhydrique contaminé au plomb. Troisièmement, l'air ambient intérieur était irrespirable à proximité des bassins de nettoyage. Quatrièmement, les bassins ouverts, chauffés à des températures très élevées dégageaient dans l'atmosphère des émissions d'acide chlorhydrique qui retombaient au sol sous forme de pluies acides.

Pour régler ces problèmes, nous avons développé à partir de 1986 un prototype à échelle réduite. Et c'est en 1987 que nous avons installé une première ligne de nettoyage à ondes acides au monde. A ce jour notre usine en compte quatre.

Contrairement au procédé traditionnel retrouvé dans notre type d'industrie, le nettoyage à ondes acides est complètement exempt de répercussions négatives, aussi bien sur l'environnement à l'intérieur de l'usine que sur celui des familles habitant notre quartier. Il utilise un réservoir entièrement fermé, contenant de l'eau et de l'acide recirculés. Le fil est inséré à une extrémité du réservoir alors qu'à l'autre extrémité on injecte, à contresens, l'acide déjà chaud. Un échangeur de chaleur garanti une température constante de l'acide. De plus, le mouvement dynamique de l'acide est assuré grâce au principe mécanique appelé «sursaut hydraulique». Enfin, chacune des extrémités du réservoir est scellée au moyen de rideaux d'eau. Ceux-ci, en plus de permettre une insertion facile du fil, empêchent toutes émanations de vapeurs d'acide

toxiques pouvant nuire à la santé de nos employés et de la population.

Parce qu'il fonctionne en circuit fermé et qu'il est entièrement scellé, le procédé de nettoyage mis au point chez nous nous permet la récupération et le recyclage d'eau et d'acide. En fait, le nettoyage à ondes acides consomme 16 fois moins d'eau et d'acide que le procédé traditionnel.

De plus, côté qualité, nous avons vu nos rejets de production diminuer de 75 tonnes métriques par unité de nettoyage, soit une économie annuelle de $225,000. Et des économies on en réalise aussi en matière d'entretien, soit $36,000 par année, aussi bien qu'au niveau de l'élimination des acides usés, soit $130,000 par année.

Le remplacement de procédé conventionnel de rinçage du fil:

Le procédé conventionnel de rinçage fut remplacé par un prototype développé sur mesure. Ce prototype est composé de bassins cascades en circuit fermé et d'injecteurs utilisant le principe hydraulique appelé «flood weir». Cette innovation permet de minimiser l'utilisation des eaux de rinçage tout en récupérant les eaux contaminées au zinc.

Résultats de la phase 1:

Premièrement, les émissions d'acide chlorhydrique sont maintenant tombées à zéro, tant à l'intérieur qu'à l'extérieur de l'usine. Deuxièmement, les quantités d'eaux contaminées par le zinc passent de 600 à 15 litres par minute. Troisièmement, les quantités d'eaux contaminées au plomb sont réduites de 1000 litres par minute à seulement 80. Quatrièmenent, on assiste à une réduction massive de la quantité d'acide chlorhydrique utilisée de 500,000 à 30,000 litres par année. De plus, suite aux résultats extraordinaires de cette phase, il y a eu la mise sur pied d'un programme d'inspection de l'équipement ainsi que d'un programme de sensibilisation aux sources et aux causes de pollution à l'intention de tous les employés travaillant à l'usine Stelfil.

Mais nous ne nous sommes pas arrêtés là. A quoi cela aurait-il servi d'améliorer notre micro-environnement pendant que juste à côté les pluies acides continuent de faire des ravages? Nous avons donc décidé d'accorder les droits de commercialisation pour notre procédé de nettoyage à ondes acides.

En prenant la décision de rendre notre innovation disponible au reste de l'industrie afin de contribuer à l'élimination des pluies acides ailleurs dans le monde, nous avons accordé une licence de fabrication et de commercialisation à une entreprise canadienne réputée, soit Industrial Combustion and Engineering Ltd. Ainsi depuis 1988, il y a eu une douzaine d'unités vendues en Amérique du Nord.

PHASE 2:

Le but de la phase 2 était la construction d'une nouvelle ligne de décapage. Les objectifs de départ était: 1) réduire les émissions d'acide sulfurique; 2) diminuer les quantités d'eaux contaminées; 3) diminuer les quantités

d'acides utilisées; 4) diminuer les quantités de déchets dangereux transportés sur nos routes; et 5) contenir tout déversement accidentel de matières toxiques. Le coût de cette phase: $3,400,000.

La nouvelle ligne de décapage utilise un système de régénération des acides. Ce procédé innovateur possède deux avantages marqués. Il permet d'abord de réutiliser l'acide pendant une période de temps plus longue en cristallisant les impuretés résultant du décapage du fil. D'autre part,ces cristaux de sulfate ferreux peuvent être acheminés et vendus à des stations d'épuration des eaux qui utilisent un procédé appelé «physico-chimique».

Résultats de la phase 2:

Premièrement, les émissions d'acide sulfurique passent de 300 parties par million à 6. Deuxièmement, les quantités d'eaux contaminées diminuent de moitié, soit de 130 litres par minute à 65. Troisièmement, alors qu'autrefois le transport d'acide vers les centres de décontamination constituait une pratique hebdomadaire, on n'y fait appel aujourd'hui qu'à titre exceptionnel.

PHASE 3:

La phase 3 fut la séparation des eaux usées de toute l'usine et la construction d'une station de traitement des eaux usées. Les objectifs étaient les suivants: 1) réduire de 50% les quantités d'eaux usées rejetées à l'égoût municipal; 2) réduire la charge totale de pollution des eaux usées en métaux totaux. Le coût de cette phase: $1,000,000.

Notre usine était construite avec un seul système d'égoût remplissant tous les usages à la fois, c'est-à-dire eaux pluviales, eaux sanitaires, eaux de procédé contaminées et non contaminées. Ce projet consistait à séparer ces eaux. Les eaux de refroidissement non contaminées prises à même le canal Lachine seraient retournées vers le canal; tandis que les eaux contaminées seraient pompées vers une station de traitement des eaux usées afin d'enlever les métaux lourds avant d'être rejetées à l'égoût municipal. Les eaux sanitaires et pluviales seraient pompées directement à l'égoût municipal.

Résultat de la phase 3:

Avec la mise en opération de l'usine de traitement, la charge totale de métaux lourds déversés dans le système d'égoût municipal se situe en deça des normes établies par la Communauté Urbaine de Montréal. De plus, le débit journalier des eaux usés rejetés à l'égoût municipal a passé de 6000 mètres cubes à 3000.

A VENIR...LA PHASE 4:

Comme dit précédemment, notre usine est équipée depuis 1990 d'une station de traitement des eaux usées. Cependant, cette station génère des quantités importantes de boues, soit 700 tonnes anuellement. Ces boues sont fortement contaminées avec des métaux lourds, tels le zinc, le plomb et le fer.

Nous avons donc mandaté, dès 1990, la firme Thermonic dans le but de vérifier la possibilité d'adapter le procédé

Thermonic à notre procédé de traitement afin de récupérer le zinc contenu dans les boues et de stabiliser le restant des boues qui sont contaminées avec du plomb.

Les essais en laboratoire ont clairement démontrés qu'il était plus facile d'arriver à nos fins si les deux types d'eaux contaminées au zinc et au plomb étaient séparées à la source.

Nous avons donc construit une unité-pilote afin de démontrer la faisabilité du projet. Les résultats actuels démontrent premièrement que nous pouvons récupérer le zinc sous une forme recyclable sur place et deuxièmement, que la stabilisation chimique pour les boues au plomb est possible.

Nous prévoyons donc modifier notre système actuel de traitement des eaux en incorporant le procédé Thermonic après avoir obtenu les permis nécessaires.

Les avantages de ce projet se traduiront par une économie annuelle de l'ordre de $ 100,000. Etant donné que les boues contaminées au plomb seront stables et non-lixiviables, elles ne seront plus un déchet dangereux. Tant qu'aux boues contaminées au zinc, elles seront vendues à des firmes qui se spécialisent à effectuer le recyclage des métaux.

.....

ESSAIS DE TRAITEMENT PAR LE PROCÉDÉ BIOCARBONE

A LA PAPETIERE DAISHOWA

Par

François A. SÉGUIN, ing. (1)

Bruno TREMBLAY, ing. Directeur Environnement (2)

(1) JOHN MEUNIER INC.
6290 rue Périnault
Montréal (Québec)
H4K 1K5

(2) LES PRODUITS FORESTIERS DIASHOWA
2 Place Québec - Bureau 520
Québec (Québec)
G1R 2B5

==========

RÉSUMÉ

L'augmentation de la pollution industrielle et le resserrement des normes environnementales ont mené les industries à exiger des procédés de traitement des eaux de haute performance.

A la papetière Daishowa de Québec, des effluents de procédés de pâtes mécanique, thermomécanique et désencrée ont été traités par le procédé d'épuration biologique BIOCARBONE. Les essais ont montré la grande performance de ce système à cultures fixées. Le système a permis de travailler à des charges en DCO de plus de 10 $kg/m^3.j$, ce qui représente une économie d'espace appréciable lorsqu'on le compare aux procédés de boues activées conventionnels (2 à 3 $kg/m^3.j$).

Les essais avaient pour but de vérifier le respect des normes environnementales sur la DBO_5, les solides en suspension et la toxicité.

En tout temps et pour toutes les conditions testées, le procédé BIOCARBONE a respecté les normes de 5 kg/t en DBO_5, de 7.5 kg/t. en MES et de non toxicité.

ABSTRACT

As a result of increasing industrial pollution and stricter application of environmental standards, pressure is being brought on industries to improve the quality of their effluents. They, in turn, are demanding cost efficient, high performance waste water treatment processes.

Recently, tests were completed on mechanical pulp, TMP and de-inking process effluents at the Daishowa Quebec, Pulp and Paper Mill. The Biological treatment process used was a fixed film process known as the "BIOCARBONE" process. The tests demonstrated conclusively the greater effectiveness of the "BIOCARBONE" process which accepted COD loads of up to 10 Kg/m^3.day. This represents a major economy of space when compared to conventional waste activated sludge processes with COD loads of 2-3 Kg/m^3.day.

The object of the test was to verify BOD_5 levels, TSS removal and toxicity levels with respect to existing environmental standards.

At all times and for all conditions tested, the "BIOCARBONE" process met the accepted standards of 5 Kg/T of BOD_5, 7.5 Kg/T of TSS and total removal of toxicity.

1. INTRODUCTION

L'augmentation de la pollution industrielle et le resserrement des normes environnementales ont mené des industries à exiger des procédés de traitement des eaux de haute performance.

Pour des considérations d'ordre économique, d'espace restreint et de rendement élevé, la papetière Daishowa de Québec a entrepris un programme d'étude pilote utilisant le procédé BIOCARBONE. Ce procédé d'épuration par bactéries fixées sur un matériau granulaire aéré dans la masse assure à la fois la dégradation bactérienne des polluants et la rétention des matières en suspension. Six organismes ont participé à la réalisation et au suivi de l'étude, soit:

- Les Produits Forestiers Daishowa Ltée.
- Le Centre Saint-Laurent d'Environnement Canada.
- Le Ministère de l'Industrie, Sciences et Technologie Canada
- La Communauté Urbaine de Québec.
- Le groupe BPR-Asseau.
- Et John Meunier Inc.

2. ACTIVITÉ DE LA PAPETIERE DAISHOWA

L'usine « Les Produits Forestiers Daishowa Ltée » située à Québec produit environ 1350 tonnes par jour de papier journal et de cartons.

Le papier journal est fabriqué principalement de pâtes mécanique et thermomécanique produites à l'usine, auxquelles est ajoutée une fraction de pâte Kraft achetée. Prochainement (1992), la pâte Kraft sera remplacée presque totalement par une pâte de fibres recyclées fabriquées à l'usine.

Quant aux cartons, ils sont principalement fabriqués de papiers et de cartons recyclés remis en pâte et mélangés à des rebuts de pâtes fabriquées à l'usine.

Les principaux ateliers composant l'effluent de Daishowa sont: l'écorçage humide, la pâte thermomécanique la pâte mécanique, la pâte désencrée (1992), les machines à papiers et la machine à carton.

3. SITUATION ACTUELLE ET FUTURE DES TRAITEMENTS

a) Situation actuelle

Présentement les effluents sont décantés et rencontrent les normes actuelles de rejet sur les MEST. Les boues produites sont asséchées par filtres à tambour.

b) Situation future

Un programme de mesures internes permettra d'abaisser significativement les charges de rejets polluants (tableau 1).

La réglementation prévue pour juin 1995 limite l'effluent traité à:

- une DBO_5 de 5 kg/t
- des MES de 7.5 kg/t (ou 9 kg/t si le rendement du traitement secondaire est supérieur à 80%)
- une absence de toxicité soit ≥ 100% L.C.50 (truite).

TABLEAU 1 : Bilan avant traitement

BILAN AVANT TRAITEMENT			
	1990	1992	1993
M.E.S.	560 ppm 84 t/j	520 ppm 67 t/j	780 ppm 66 t/j
DBO5	480 ppm 72 t/j	190 ppm 23 t/j	250 ppm 21 t/j
TOXICITÉ	27 %	(PL.PILOTE)	(PL.PILOTE)
TEMPÉRATURE	30°C	37°C	35°C
DÉBIT	107 m3/t.	83 m3/t.	60 m3/t.
P.H.	5	≈7	≈7

4. OBJECTIFS DES ESSAIS

La période d'essais avait pour objectifs:

a) de démontrer que le procédé de biofiltration BIOCARBONE est en mesure de traiter des effluents des usines de pâtes et papiers, de façon à respecter les futures normes gouvernementales concernant les matières en suspension, la demande biochimique d'oxygène et la toxicité,

b) d'accumuler suffisamment d'informations pour permettre la conception à pleine échelle d'une usine éventuelle,

c) d'évaluer les coûts d'opération d'un tel système de traitement,

d) d'évaluer les avantages que l'usine de pâtes et papiers et la C.U.Q. (communauté Urbaine de Québec) qui construit une station de traitement d'eaux usées urbaines à proximité, pourraient retirer des différentes liaisons au niveau des eaux et des boues.

5. CHOIX DU PROCÉDÉ BIOCARBONE

Afin de respecter la nouvelle réglementation, les concentrations de DBO et MES après traitement ne devraient pas dépasser 58 et 117 mg/l respectivement tout en affichant une toxicité nulle, soit 100 % L.C.50. Pratiquement, un tel résultat ne peut être obtenu que par voie biologique.

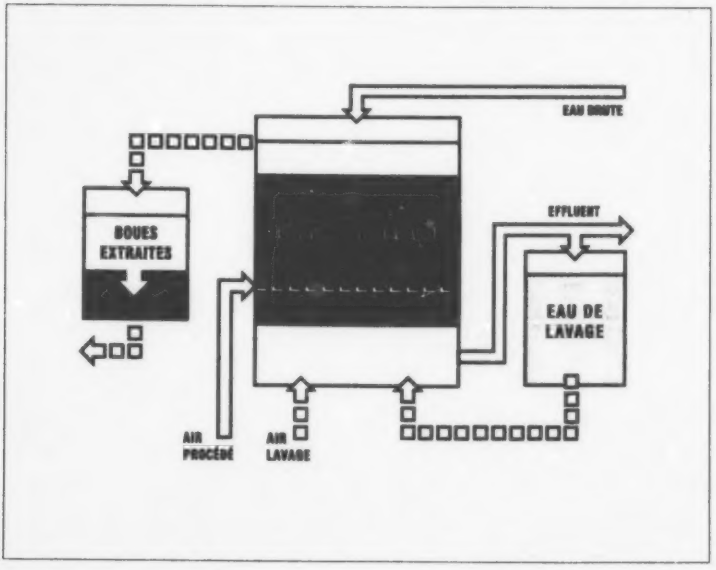
Le traitement anaérobie ne peut être techniquement envisagé en raison de la concentration relativement faible des eaux décantées (200-300 mg/l en DBO_5). De plus, le caractère non toxique de l'effluent traité exigerait une étape aérobie d'affinage, ce qui rendrait une telle solution inacceptable au plan économique.

D'autre part, la surface de terrain disponible à proximité de l'usine incite à chercher des solutions qui demandent une surface minimum.

Avec plus de 100 références à travers le monde dont près de 10 en papetières japonaises, ajoutées aux essais concluants effectués à l'usine de pâtes et papiers Kruger de Bromptonville (1989 - 1990), le BIOCARBONE s'est avéré être un procédé de premier choix.

6. LE PROCÉDÉ BIOCARBONE

6.1 Description : figure 1. le filtre Biocarbone



Le procédé consiste en un filtre à courant d'eau descendant garni de matériau servant de support à la biomasse qui est de type fixé. De plus, une granulométrie adéquate du matériau assure la rétention des solides en suspension.

L'oxygène nécessaire à l'activité biologique aérobie est fourni en insufflant de l'air dans le matériau à l'aide de rampes d'aération situées de 20 à 30 cm de la base du filtre. Ce dispositif assure une bonne distribution de l'air dans le filtre et, grâce au cheminement et morcellement des bulles sur les grains de matériaux, permet un rendement de transfert d'oxygène exceptionnellement élevé.

Le fonctionnement en lit immergé assure la répartition de l'eau brute sur toute la surface du filtre et la hauteur d'eau nécessaire pour vaincre les pertes de charge dans le filtre.

L'aération de procédé qui détasse en permanence la majeure partie du lit, permet une pénétration des matières en suspension contenues dans l'affluent. La couche de lit filtrant située sous les rampes d'aération a un rôle d'affinage en retenant les matières en suspension.

Le procédé assure donc simultanément l'épuration biologique et la clarification par filtration de l'effluent traité.

La profondeur du lit filtrant varie de 1,50 à 3,00 mètres. Le matériau utilisé est un schiste expansé BIODITE qui possède des propriétés de grande surface spécifique (de l'ordre de 800 à 1200 m^2/m^3 de matériau suivant la granulométrie), de macroporosité importante, de densité apparente faible (de l'ordre de 1.6), et de résistance élevée à l'usure mécanique.

L'affluent à traiter percole à contre-courant de l'air de procédé. L'effluent traité remplit un réservoir qui sert de stockage pour les eaux de lavage. Le filtre se colmatant progressivement du fait du développement de la biomasse et de la rétention des matières en suspension, des lavages périodiques sont nécessaires. Le lavage est à contre-courant du mode de filtration.

Les techniques de lavage comparables à celles appliquées en filtration sur sable pour eau potable utilisent l'air et l'eau. Après le lavage, il reste une population bactérienne accrochée suffisante pour obtenir immédiatement une qualité d'eau traitée correspondant au régime établi préalablement.

6.2 Avantages

Comparé aux boues activées classiques, le procédé BIOCARBONE présente les avantages suivants :

- réacteur unique: le procédé permet l'élimination du décanteur secondaire, dont le fonctionnement peut être perturbé par la prolifération d'espèces filamenteuses (phénomène de bulking) ou, dans une utilisation en nitrification, par des dégagements d'azote gazeux provenant d'une dénitrification incontrôlée,

- économie d'énergie: le procédé assure un rendement de transfert d'oxygène élevé,

- mise en régime rapide,

- maintien de la biomasse dans le réacteur: ce point est particulièrement sensible dans le cas des eaux chaudes (supérieur à 25°C),

- très haute qualité de l'effluent sur le critère MEST et donc sur les critères DBO/DCO associés aux MEST, grâce à la filtration biologique et à la couche filtrante d'affinage non aérée. Cette faible teneur en matières en suspension facilite la désinfection,

- forte capacité épuratoire de l'ordre de 3 à 6 kg de DBO par m^3 de matériau et par jour (contre environ 1 kg DBO/m^3.j. pour les boues activées, sans tenir compte du décanteur secondaire). Une vitesse de filtration élevée permet de concevoir des installations ultra-compactes,

En ce qui concerne les techniques de filtration biologique aérée, les options retenues pour le procédé BIOCARBONE présentent les avantages suivants:

- sens de filtration dans le sens du tassement du matériau, et couche de filtration spécifique non aérée, qui conduisent à un excellent rendement sur le critère MEST et sur la DCO/DBO associés,

- alimentation directe des eaux brutes après pré-traitement (eaux faiblement chargées) ou après décantation primaire, sans installation de micro-tamisage ni dispositif d'équi-répartition sensible à l'encrassement,

- crépines uniquement en contact avec l'eau filtrée, éliminant tout risque de colmatage,

- lavage efficace à contre-courant, les zones du filtre les plus chargées en matières en suspension et en biomasse se trouvent dans la partie supérieure du filtre. L'eau et l'air de lavage à contre-courant délogent facilement ces matières accumulées,

- immersion de la rampe d'aération dans le filtre, ce qui permet une équi-répartition optimale de l'air procédé et un meilleur transfert d'oxygène,

- rampe d'aération en contact avec l'eau épurée, ce qui élimine les risques d'encrassement.

7) CONDITIONS DE FONCTIONNEMENT

Tous les effluents internes de Daishowa sont regroupés et acheminés ensemble vers le traitement primaire.

Les caractéristiques des effluents des différents ateliers sont telles qu'indiquées au tableau 2 et figure 2.

TABLEAU 2 :

Concentration de pollution des différents ateliers

CONCENTRATION DE POLLUTION DES DIFFERENTS ATELIERS				
AVANT DECANTATION ATELIERS	DCO (mg/l)	DBO (mg/l)	MES (mg/l)	TOXI- CITE
Ecorçage.....	450-500	80-120	1000-1500	élevée
P.T.M.	850-950	200-250	300-400	moyenne
Usine.....	900-1000	200-250	350-400	moyenne
P. désencrée... (décantée)	2000-2300	1000-1150	80-100	élevée
APRES DECANTATION Affluent Biocar- bone mélangé....	500-800	200-300	80-120	T.L.50 < 2 h
C.U.Q.....	66	22	14	non

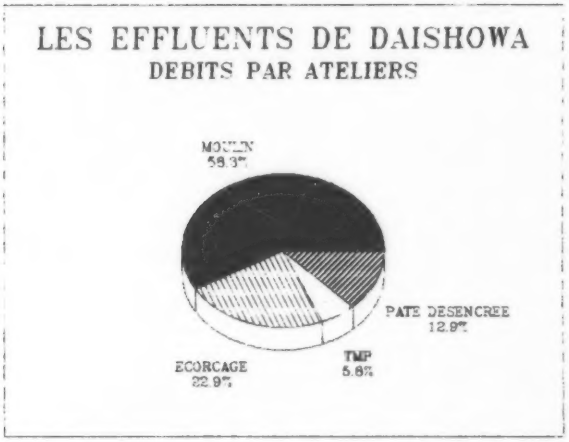


Figure 2.

Les premiers stades de la filière pilote servaient à reproduire le plus fidèlement l'effluent usine (1993). Pour se faire, une étape de pré-traitement sur grille, suivie d'une unité de répartition des débits et d'une décantation primaire ont permis d'obtenir les scénarios désirés. Avec ses 2.24 m^2 de surface, la cellule pilote BIOCARBONE a permis d'obtenir les critères de conception nécessaires au dimensionnement d'une réalisation pleine grandeur (Figure 3).

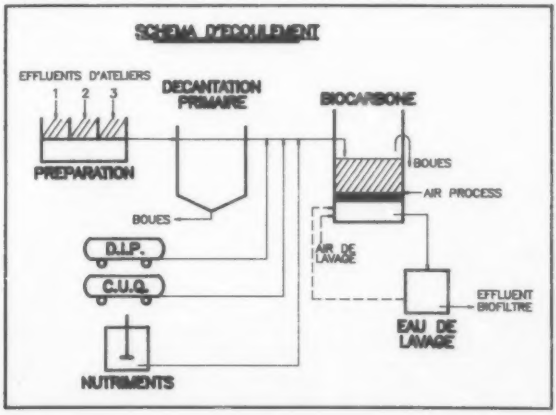


Figure 3.

L'effluent d'atelier de pâte désencrée de provenance extérieure était acheminé au poste pilote par camion citerne.

De plus, la possibilité de combiner une fraction des eaux biofiltrées de la C.U.Q. aux effluents décantés de Daishowa fut étudiée. Les arguments favorisant un tel scénario étant :

a) l'apport de nutriments naturels, diminuant les dosages d'azote et de phosphore afin d'obtenir le rapport habituel de : 100 DBO : 5 N : 1 P,

b) l'abaissement de la température de l'effluent de l'usine,

c) le tamponnement du pH.

8) LES ESSAIS

Les essais se sont déroulés sur une période de 120 jours. La mise en régime du système sans ensemencement extérieur n'a nécessité que 10 jours; ce qui a permis d'avoir plus de 105 jours calendaires de résultats représentatifs.

Onze (11) périodes de conditions d'opération différentes ont été observées durant ces 120 jours d'opération. (tableau 3)

9) RESULTATS

Les paramètres légiférés pour l'industrie des pâtes et papiers sont la DBO, les MES et la toxicité.

Les essais ont démontré qu'en tout temps, et ce même lors des deux périodes critiques (3 et 5), l'effluent traité rencontrait les normes de 5 kg/t en DBO5, de 7.5 kg/t en MES et de non toxicité.

La figure 4 montre les différentes concentrations obtenues en DBO et MES pour les différentes périodes mentionnées au tableau 3.

TABLEAU 3 : Périodes de conditions d'opération

PERIODES	C A R A C T E R I S T I Q U E S
1	Acclimatation
2	Opération à charge moyenne
3	Première période critique, manque sévère de nutriments
4	Opération à charge élevée
5	Deuxième période critique Combinaison : - augmentation volontaire du débit - hausse involontaire de température - augmentation imprévue de la charge (> 7kg DBO/m^3.j) occasionnant : . un manque de nutriments . un manque d'air
6	Opération à charge élevée
7	Opération à charge élevée avec introduction de 50 % d'effluent C.U.Q.
8	Opération à charge élevée, sans C.U.Q.
9	Opération à charge élevée, température élevée (35°C) et 50 % C.U.Q.
10	Opération à charge élevée, température élevée (37°C) et 25 % C.U.Q.
11	Opération à charge élevée, température élevée (41°C)

Charge moyenne : 6 à 10 kg DCO/m^3.j
Charge élevée : 10 à 17 kg DCO/m^3.j

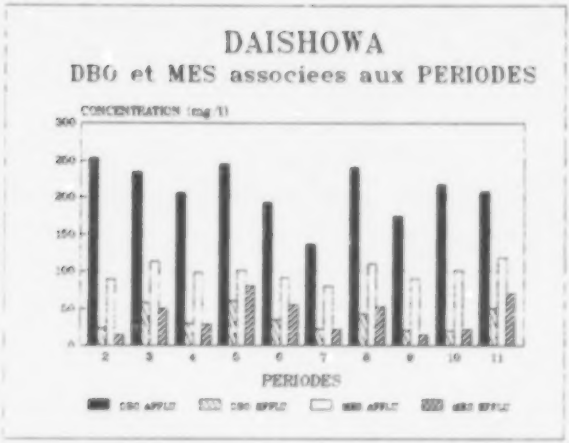


Figure 4.

En éliminant les périodes critiques (3 et 5), qui peuvent être contrôlées et les périodes combinant l'effluent C.U.Q., on obtient des rendements de réduction de la DBO_5 totale de 80 à 93 % et de 85 à 97 % sur la fraction soluble. (figure 5)

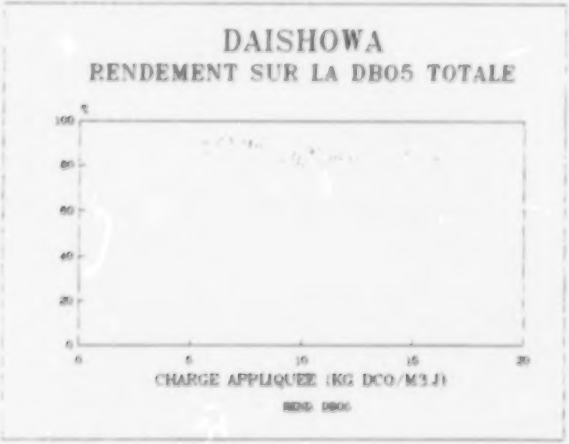


figure 5.

Concernant la toxicité, notons que pour un effluent de l'usine variant de T.L.50 < 2 heures à < 16 heures, aucune truite n'est morte à l'effluent du BIOCARBONE après 96 heures et ce, pour toutes les périodes du tableau 3.

La toxicité est surtout générée par les acides gras (oléique, linoléique et stéarique) et les acides résineux (abiétique, déhydroabiétique, isopimarique, palustrique lévopimarique et néoabiétique).

Par ordre d'importance, on les retrouve dans les effluents d'ateliers d'écorçage, de pâte thermomécanqiue et d'usines incluant la pâte mécanique. Quant à l'effluent de la pâte désencrée, c'est surtout dû à la teneur en certains métaux (Cu, Zn, Pb) que nous lui reconnaissons son caractère toxique. Les rendements de la dégradation des acides gras et résineux furent généralement supérieurs à 80 %. (tableau 4)

TABLEAU 4 : Elimination des acides gras et résineux

ELIMINATION DES ACIDES GRAS ET RESINEUX	
ACIDES GRAS RESINEUX	ELIMINATION EN %
Acide linoléique.....	80 %
Acide oléique.....	71 %
Acide stéarique.....	95 %
Acide isopimarique.....	91 %
Acide palustrique.....	83 %
Acide lévopimarique.....	85 %
Acide déhydroabiétique.....	92 %
Acide abiétique.....	80 %
Acide néoabiétique.....	90 %

Les analyses de toxicité furent effectuées par les méthodes à la truite, à la daphnia magna et au microtox. (tableau 5)

L'excellent rendement épuratoire est relié au travail bactérien intense. L'examen quotidien des boues a permis de constater la grande diversité d'espèces. La présence de protozoaires, de métazoaires et de nématodes, témoigne de la qualité épuratoire du biofiltre (figure 6)

TABLEAU 5 : Analyses de toxicité

PERIODES	TRUITE (96 hres)		DAPHNIA (48 hres)	MICROTOX T.L.(75 %) INHIBITION	
	T.L.50	% MORT	T.L.50 % MORT	5 min.	15 min.
2 Aff.	< 24	100	100	67.5	63.6
Eff.	> 96	0	0	0	0
3 Aff.				74	70
Eff.	> 96	0		12	8
4 Eff.	> 96	0	0	13	6
5 Eff.	> 96	0		18.1	25.6
6 Aff.	< 2	100			
Eff.	> 96	0	0	14.9	17.5
7 Eff.	> 96	0			
8 Eff.	> 96	0		12.5	12.7
9 Eff.	> 96	0	0	4	2
10 Aff.	< 16	100	100	79	78
Eff.	> 96	0	0	16	15
11 Aff.		100			
Eff.	> 96	0			

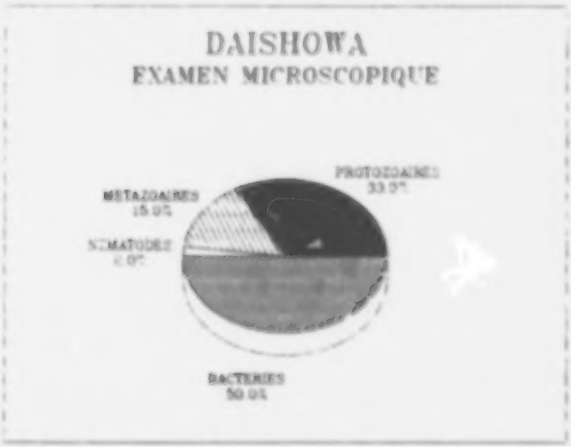


Figure 6.

CONCLUSION

La campagne d'essais a permis de vérifier les objectifs de départ dont principalement le respect des normes gouvernementales pour la DBO_5, les MES et la non toxicité de l'effluent biofiltré. A cet effet, même lors des périodes critiques dû à des stress éventuellement contrôlables, les normes furent respectées. De plus, le procédé a affiché une note parfaite aux essais de toxicité L.C.50 (truite).

La plage de charges appliquées étudiée (6-17 Kg $DCO/m^3.j.$) a permis d'obtenir des réductions de la DBO_5 totale de 80 à 93 % et de 85 à 97 % sur la fraction soluble.

Enfin, on a observé que le procédé BIOCARBONE réagit très bien à une hausse des températures (41°C) et qu'il peut accepter un stress de manque en nutriments.

REMERCIEMENTS

- Le Centre Saint-Laurent du Ministère de l'Environnement du Canada pour sa participation financière et technique.

- Le Ministère de l'Industrie, Sciences et Technologie Canada pour sa participation financière.

- La Communauté Urbaine de Québec pour sa participation financière et technique.

- Le Groupe B.P.R.-ASSEAU pour sa implication et participation technique.

- Le Centre de Recherche en Pâtes et Papiers de l'U.Q.T.R. pour sa collaboration technique.

- L'Ecole Polytechnique de Montréal pour sa collaboration technique.

- Les Produits Forestiers Daishowa Ltée. pour leur implication financière et technique.

- O.T.V. pour sa participation technique.

- John Meunier Inc. pour son implication financière et technique.

RÉFÉRENCES

1. Bilodeau, P., « Optimisation du traitement des effluents Daishowa Inc., usine de Québec » Mont Saint-Anne, Juin 1991.

2. Sibony, J., « Industrial Applications of Fixed Biomass for Wastewater Treatment » l'eau, l'industrie, les nuisances, 84, 31 (1984).

3. Lavallée, H.C., « Caractérisation des Effluents de l'usine Daishowa ». Association des industries forestières du Québec Limitée 1990.

4. Lavallée, H.C., « Traitement Anti-Pollution » PNA-6008 Centre de recherche en pâtes et papiers, U.Q.T.R. 1991.

5. Payrandeau, M., Sauvegrain, P., Penillard, P., « Nitrification Secondaire et Tertiaire des Eaux Froides par le Procédé à Biomasse fixée BIOCARBONE ». Symposium A.Q.T.E. Montréal. 1989.

6. Séguin, F.A., Divet, L. « Le procédé BIOCARBONE » Biotechnologie et Environnement, Unesco, Université de Montréal, septembre 1991.

Caractérisation du lixiviat d'un lieu d'enfouissement sanitaire et traitement par un réacteur anaérobie à film fixe

(Anaerobic Fixed Film Treatment of a Sanitary Landfill Leachate)

J.C. Frigon
Institut Armand-Frappier
Montréal (Québec)

Texte non reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

THE EFFECTIVE ENVIRONMENTAL AUDIT

by

James W. Hotchkies, P.Eng.
PYXIS Systems Group Inc.
57 Park Avenue East,
Burlington, Ontario L7T 1Y2
416/333-4351

Introduction

The past few years have witnessed a phenomenal increase in society's awareness of the environment and industrial pollution. Today, few will argue the need to maximize resource recovery and waste recycling and to eliminate pollution. Unfortunately, our industrial landscape is littered with examples of firms installing waste management systems that prove to be inadequate, inappropriate and overly expensive. Moreover, once installed or implemented, many of these systems and procedures are neglected and ignored. Often, this situation is a result of ineffective problem analysis, poor planning, a lack of personnel training and inadequate control mechanisms. As any good business manager will acknowledge, success in any venture requires a thorough and systematic evaluation of needs, capabilities and options, and the development of reliable control strategies. In the field of waste management, this process is called the ENVIRONMENTAL AUDIT.

Whether the motivation for the design and installation of a waste control system is based on regulatory pressure, liability concerns, social pressure or economics, no firm should approach such a project without a comprehensive and in-depth assessment of all the critical factors. Specifically, business management must carefully assess the basic goals and objectives of the program, the time-frame for completing the project and the mechanisms or vehicles for attaining the desired end result. "Think before you buy!".

The Basic Goals and Objectives

The Environmental Audit may be concisely defined as a thorough, systematic and impartial evaluation of the processes, personnel, procedures and conditions at a facility, from the perspective of being in compliance with all specified and implied environmental rules and regulations. As a result, the process should identify:

- the actual level of compliance at that point in time,
- the waste generation profile of the company,
- the risk potential to employees, adjacent properties and the environment in general,
- the effectiveness of existing control technologies and management protocols,
- the remedial action to be taken and the resources required,
- the potential for corporate and/or personal liability,
- priorities for capital expenditures on environmental control systems,
- human resource limitations,
- hidden environmental liabilities within a property or facility.

Properly conducted, the audit will identify the specific "sources" of environmental concern and quantify the magnitude of the problem. The audit data may be reviewed against economic criteria, the nature of the specific industrial sector and technology factors to formulate the rationale for the waste control system and define the most appropriate and cost-effective response strategies - from waste reduction to effluent treatment options or process elimination. As a result, the audit will lay the foundation for the development of a proper RISK MANAGEMENT strategy for the company, such that all options and consequences are fully defined and understood.

In certain situations, audits may be conducted for a specific set of objectives or with a more limited focus. It may be required, for example, to limit the evaluation to:

- an assessment of compliance with specific regulations, with particular attention to the issues of liability and the immediate economic impact on the company,
- an assessment of the potential for risk to plant personnel, the general public or the environment,
- an assessment of the effectiveness of the general environmental control and management system(s), including corporate policies and procedures, training, preventative maintenance, validity of records, etc.

Corporate Policy

In order to achieve the objectives of the program, the audit team must have free-access to all parts of the process facilities and to a broad range of "potentially sensitive" documents. As a result, an effective environmental audit may only be conducted with the full knowledge, understanding and support of senior management. The company must be committed to the development and maintenance of operations which are reliably and consistently in compliance with all specified and implied environmental regulations.

The corporate position should be formalized, as succinctly as possible, and communicated to all personnel. The policy should identify the primary goal of being in compliance at all times, the requirement for fully reporting any incidents and the responsibility of each individual to cease operations when they cannot be conducted in an environmentally responsible manner.

The Audit Process

Once the decision has been made to conduct an environmental audit, the management group should appoint an environmental audit coordinator, define the mandate of the team, identify a time-frame for completion of the exercise and assign the authority necessary for the effective execution of the mandate. Specifically, the steps or phases of the program include:

1 Appoint an environmental audit coordinator to act as liaison between the audit team and the management group. In a small firm, this person might be one of the principals. In a larger organization, the environmental audit coordinator will probably be a member of the middle management team. The coordinator will have an influential role in the execution of the audit and in the preparation of the critical analysis of the facility. Therefore,

care should be taken to ensure that this individual is impartial and secure from recrimination.

2 Select the audit team.

3 Thoroughly define the scope of the audit.

4 Identify and obtain the information required for pre-audit preparation.

5 Review the pre-audit data and finalize the development of the plant inspection and personnel interview protocols.

6 Conduct the pre-audit review with plant management and obtain any final clearances, authorization, equipment, etc.

7 Conduct the plant inspection and personnel interviews.

8 Analyze the inspection and interview data.

9 Prepare the Draft Report.

10 Discuss the Draft Report with the management group, in order to eliminate misinterpretations and inaccuracies.

11 Prepare the Final Report, complete with a separate Action Plan if required.

12 Review the audit conclusions with the management group.

The Audit Team

The choice of an in-house versus an external audit team may be a function of economic considerations, time availability, complexity of the process, security, etc. In general, the objectiveness of the team may be seriously compromised if it is totally an in-house group. There are many arguments which support the use of internal personnel, such as familiarity with the process operations and knowledge of the facility layout. However, these individuals may be "too close" to the operation to exhibit the level of impartiality required or they may be reluctant to criticize their colleagues and senior management for serious deficiencies.

Conversely, while a completely independent audit team will bring a strong background of expertise to the program and a broader base of industrial knowledge, they will require a significantly longer period of time to become familiar with the plant and the process. Also, they may encounter more difficulty in securing access to sensitive information and they will probably be considerably more expensive.

The most effective approach, in many situations, is a compromise between the two alternatives: an in-house team of investigators under the joint direction of a corporate environmental audit coordinator and a fully independent consultant. This option takes full advantage of the skills and experience which already exist within the company, provides opportunities for staff training and ensures a high degree of objectivity in the management of the audit process.

The type of expertise required within the audit team will vary considerably from project to project. For relatively simple audits, the skills of an environmental engineer may be sufficient. For more complex situations, it may be necessary to assemble a multi-disciplinary team of professionals: environmental engineers, legal counsel, accountants, line personnel, biologists, chemists, toxicologists, NDT specialists, etc. On any project, however, it is mandatory that the project leaders have an expertise in process mechanics, process control technology, mechanical design, chemical systems and materials, and an in-depth knowledge of current regulations.

The Scope of the Audit

The audit scope should define the physical areas to be inspected, a complete outline of the pertinent standards and regulations, the projected time-frame for the program, the schedule of events, the degree of formality to be assumed in the audit and the specific protocols of the audit process: documents to be reviewed, questions to be answered in the personnel interview phase and physical observations to be made. The audit will involve the collection of records, the development of field observation data, interviews with key personnel and the analysis of the accumulated information.

Audits should be objective and factual: they must neither be subjective nor speculative. Any deviation from this principle will seriously undermine the credibility of the audit team and the audit process. Specific recommendations and speculative comment, resulting from the list of deficiencies revealed by the audit, may form the substance of a separate document.

Pre-Audit Information

At least four to six weeks prior to the start of an project, the information required for the audit should be identified and sourced. This will include:

- the pertinent legislation,
- copies of permits, Certificates of Approval, incident reports, citations, prosecution rulings, etc.,
- recent site plans, showing all buildings, storage and material handling facilities, waste control facilities, waste release points, sewer connections, monitoring stations, site drainage vectors, environmentally sensitive areas, etc.,
- process flow diagrams, complete with data on waste stream vectors, emission points for liquid and airborne contaminants, mechanical equipment, piping, ventilation, etc.,
- design details on environmental control equipment and systems,
- raw material and finished product inventory data,
- data pertaining to the type and volume of waste generated and handled,
- copies of emergency response plans and reporting procedures,
- copies of previous audits and/or inspections,
- descriptions of the existing Environmental Management System.

Regulations and Standards

The various federal, provincial and municipal regulations may influence the characteristics and scope of an audit. The Audit Team must have a good working knowledge of the pertinent legislation. Regulations to be considered may include:

- The Canadian Environmental Protection Act
- Provincial Environmental Acts
- The Gasoline Handling Act
- The Pesticides Act
- The Fisheries Act
- The Transportation of Dangerous Goods Act
- International Regulations, etc.

The Audit Protocols and Questionnaires

The operational protocols and personnel interview questionnaires are key elements of the audit process, providing both direction for the inspectors and overall control for the project. They provide detailed definitions of "what to inspect", "who to interview", "what questions to ask", "where to look", etc. They might require the development of procedures manuals, checklists, working papers and interview sheets for the audit. The success of the audit depends on thoroughness, objectivity and a systematic investigation of all pertinent areas of the process facility and management systems. As a result, considerable attention must be given to the development of meaningful and comprehensive data acquisition tools and techniques.

The Field Audit

The field audit of the facility will include an investigation and evaluation of those elements which might pose an unacceptable risk to the environment or which might reveal the existence of high-risk processes and/or procedures. The audit should consider:

- a review of all documentation pertaining to Certificates of Approval, sewer discharges, history of compliance, preventative and reactive maintenance, instrument calibration, transport of dangerous goods, etc.,
- a review of those procedures pertaining to the reporting of incidents, sampling and testing, QA/QC, the treatment of chemicals, crisis management, environmental inspection, hazardous materials storage and handling, etc.,
- a review of the manuals for the operation and maintenance of process equipment and waste treatment systems,
- a detailed examination of all process and waste treatment systems, including primary and ancillary process equipment, piping, ventilation, reactors, fittings, process control instrumentation, pumps, containment structures, etc.
- an assessment of housekeeping in all process areas,
- the identification of any apparent escape of material to the environment: discolouration, oil sheen, dead flora, etc.,
- the identification of any solid, liquid and airborne pollution at the time of the audit,
- an examination of hazardous material storage facilities and a review of waste inventory data,
- the identification of waste discharge, removal and fugitive release routes,
- a thorough assessment of personnel training in the areas of pollution control equipment operation, hazardous materials, environmental regulations, emergency response action, etc.,
- the existence and awareness of defined responsibilities in the areas of environmental compliance,
- a comprehensive characterization of the process waste streams, in terms of individual and aggregate volumes, composition, variability, etc.

The Report

The Draft and Final Audit Reports should be based on objective, factual reviews of the facility, the processes, the personnel and the management control systems. The goals should be to assess existing operations and to identify any ways in which the facility might pose an unacceptable risk to the environment: deficiencies in equipment, training, storage, etc. The report may also include an assessment of the potential risks involved. The audit report should not include any unsupported statements or conclusions and should refrain from making any formal recommendations.

In most cases, some form of remedial action will be required and the audit report can be used to define the areas of priority concern and to identify the most appropriate technologies. In particular, the information on deficiencies may be used as the base data for an assessment of the inherent risk in the facility and in the process operations. In turn, this information will allow management to identify those areas requiring the most urgent attention and to formulate the most effective response strategy.

Conclusion

Most manufacturing firms are now required to consider the effects of their operations on the environment and to implement process and procedure changes which will minimize the potential for unacceptable environmental risk. However, until an assessment of the process operations is developed, complete with a detailed characterization of the waste stream(s), it is impossible to determine the most effective and appropriate course of action. The completion of a thorough environmental audit, as detailed above, will generate the data necessary for such a decision-making process and minimize the potential for making costly mistakes in the selection of control equipment and technologies.

References

Hotchkies, J. W.: "ENVIRONMENTAL LEGISLATION, STANDARDS and LIABILITY", course notes prepared for Mohawk College of Applied Arts & Technology, Hamilton, 1990.

Hotchkies, J. W.: "INDUSTRIAL WASTEWATER TREATMENT TECHNOLOGY", course notes prepared for the Ministry of Skills Development and Sheridan College of Applied Arts & Technology, Brampton, 1991.

Wentz, C. A.: "HAZARDOUS WASTE MANAGEMENT", McGraw-Hill, New York, 1989.

Corbitt, R. A.: "STANDARD HANDBOOK OF ENVIRONMENTAL ENGINEERING", McGraw-Hill, New York, 1990.

Phyper, J-D. and Ibbotson, B.: "The HANDBOOK of ENVIRONMENTAL COMPLIANCE in ONTARIO", McGraw-Hill Ryerson, Toronto, 1991.

Blumenfeld, M.: "CONDUCTING an ENVIRONMENTAL AUDIT", Executive Enterprises Publications, New York, 1989.

Évaluation chimio-toxique des rejets industriel liquides par un indicateur de réduction des toxiques : le modèle CHIMIOTOX

(Évaluation of the Chimio-toxic Potential of Industrial Liquid Effluents using a Toxics Reduction Indicator: the CHEMIOTOX Model)

V. K. Nguyen
Le Groupe SNC inc.
Montréal (Québec)

Texte non reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

RECENT APPLICATIONS OF ENVIRONMENT CANADA'S MOBILE ENHANCED OXIDATION UNIT

by
LISA KELLER

Emergencies Engineering Division, Environment Canada
River Road Environmental Technology Centre

ABSTRACT

The Emergencies Engineering Division (EED) of Environment Canada has investigated Advanced Oxidation Processes (AOP's) as a possible technology for chemical spill clean-up. The similarity between spill solutions and chemical landfill leachate, (and in some cases industrial streams), has enabled EED to conduct feasibility studies of this technology and collect a database of information for use at spill sites. This report briefly describes the technology and provides an overview of several pilot scale studies which were carried out using EED's mobile enhanced oxidation unit between 1989 and 1990.

BACKGROUND

EED has a mandate to evaluate and demonstrate new and existing technologies for the clean-up of chemical spills. Most of the technologies studied are in the form of mobile systems, which can be considered as alternatives to the conventional treatment techniques frequently applied to contaminated groundwater and industrial waste streams. As regulations on environmental protection emerge and standards (The Canadian Environmental Protection Act, CEPA) are set to manage toxic substances, government agencies are encouraging treatment technologies which meet both water and air emission discharge limits. CEPA became law on June 30, 1988 and focuses directly on pollution problems on land, in water, oceans and through all layers of the atmosphere. This new legislation gives the federal government broad powers to define national standards for any substance that threatens to harm the health and/or environment of Canada and its citizens.(Jacob, 1990)

AOP's are a family of related reaction processes that result in the oxidation of organic compounds. They are quickly becoming recognized as feasible, environmentally acceptable treatment technologies for destroying harmful organic compounds in water. These technologies have been developed to the point where they have become; in many cases, more technically viable, reliable and economical than the more traditional technologies such as carbon adsorption, air stripping and biological activated sludge, which have been shown to:

1) Be selective in their treatment of organic compounds;
2) Transfer contaminants from one medium to another and/or;
3) Require secondary disposal of contaminants (Gossett, 1990).

The oxidation of organic pollutants in water is an attractive method of treatment due to its ability to convert the compound to innocuous materials, such as carbon dioxide and water when carried to completion. If not carried to completion; however, partial oxidation usually results in products with enhanced biodegradability (Carey, 1990), an example being chlorinated hydrocarbons.

INTRODUCTION

The most common full-scale, commercially applied, enhanced oxidation processes, at this time, are those which involve the generation of the most highly oxidized species available; the hydroxyl radical ($OH^{\bullet}$), as an intermediate product (Gossett, 1990). This very powerful oxidizing agent reacts very rapidly with virtually all organic compounds; and therefore, greatly increases the rate of oxidation when compared to traditional oxidation processes involving oxidants such as molecular ozone, hydrogen peroxide or hypochlorite. The rate of attack by hydroxyl radicals is typically one million (10^6) to one billion (10^9) times faster than the corresponding attack with molecular ozone.(Cater et al., 1990) The reaction mechanisms and chain reactions leading to the generation of the $OH^{\bullet}$ radical from ozone, H_2O_2 and UV light has been described by several authors [5-8]. The three most common pathways are described by the following simplified chemical equations:

1) PHOTOLYSIS OF H_2O_2 WITH UV LIGHT

$$H_2O_2 + h\nu \longrightarrow \longrightarrow 2OH^{\bullet}$$

2) THE REACTION BETWEEN OZONE AND H_2O_2

$$2O_3 + H_2O_2 \longrightarrow \longrightarrow 2OH^{\bullet} + 3O_2$$

3) FENTON's EQUATION

$$Fe^{+2} + H_2O_2 \longrightarrow \longrightarrow OH^{\bullet} + Fe^{+3} + OH^{-}$$

The further reaction of the OH radical with the organic compounds in question is largely dependant on the rate constant for that reaction as listed in Table 1 (Glaze and Kang, 1990)

TABLE 1

RATE CONSTANTS FOR THE HYDROXYL RADICAL

COMPOUND, M	$k_{M,OH}$ $(10^{+9} m^{-1} s^{-1})$
BENZENE	7.8
HYDROPEROXIDE ION	7.5
VINYL CHLORIDE	7.1
CHLOROBENZENE	4.5
1-BUTANOL	4.2
TRICHLOROETHANE	4.0
NITROBENZENE	3.9
PYRIDINE	3.8
TOLUENE	3.0
TETRACHLOROETHENE	2.3
CARBONATE ION	0.39
DICHLOROMETHANE	0.058
BICARBONATE	0.0085
CHLOROFORM	0.005
CARBON TETRACHLORIDE	NR

Table 1 demonstrates that hydroxyl radicals are not very reactive towards chlorinated methane compounds. In fact, saturated aliphatics in general are quite unreactive towards the hydroxyl radical. This table also displays evidence that the carbonate and bicarbonate ions act as scavengers of the hydroxyl. (Scavengers is a term used for reactions of substances with OH radicals that do not yield species that propagate the chain reaction.)

EED's MOBILE UNIT (FIGURES 1 & 2)

The unit was originally designed to fit into the back of a 16ft cube van while having a maximum a treatment flowthrough capacity of 2000 L/hr.

FIGURE 1: PROCESS FLOW DIAGRAM

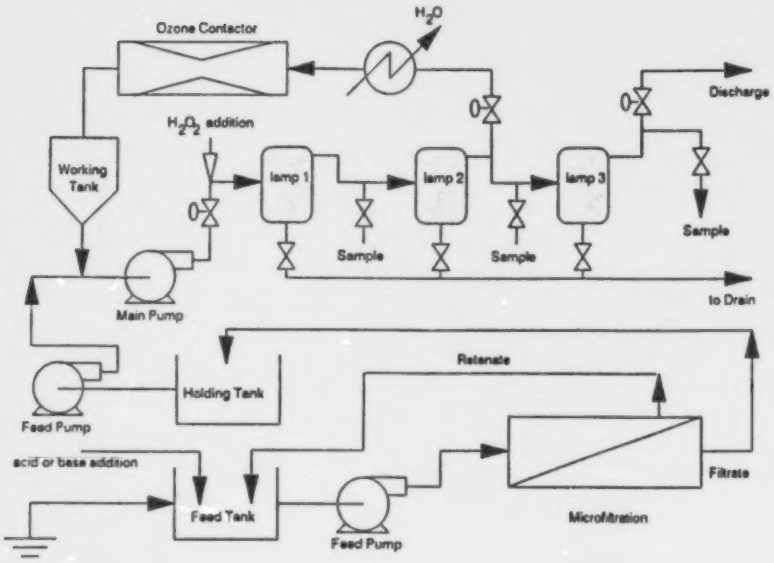
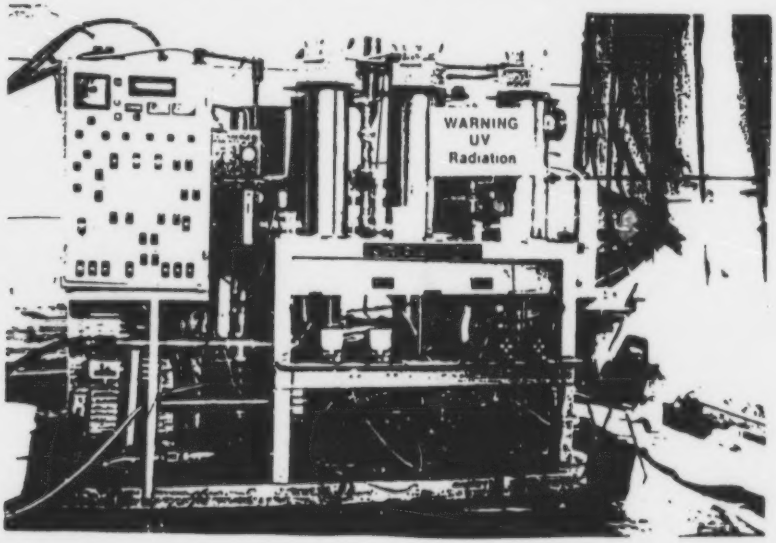


FIGURE 2: EED'S MOBILE ENHANCED OXIDATION UNIT



The system is equipped with three vertical cylindrical stainless steel reactors, each containing a 6kW high power lamp, a quartz sleeve and a transmittance controller to prevent the sleeve from fouling. Injector systems for hydrogen peroxide (H_2O_2), ozone (O_3), pH adjustment and proprietary solutions are connected to the unit just prior to series of reactors. The unit has an air actuated system which is automatically or manually controlled by the operator from a schematic control panel. The flexibility of this system allows the operator to easily modify system parameters as required for system optimization. The high intensity proprietary lamps with output in the 195 to 300 nm range, enable virtually all organics to be destroyed. The creation of additional destruction pathways besides the hydroxyl radical attack, provides destruction mechanisms for even refractory compounds such as carbon tetrachloride, trichloroethane, or chloroform. The broad band of light source provided by these lamps, is emitted across the spectral region below 300 nm (Cater et al., 1990).

PERFORMANCE AND COST

There are numerous process variables which must be considered for each contaminated waste stream requiring treatment. Each parameter greatly affects the performance and cost effectiveness of the entire process. The main areas of consideration are listed below:

1) The nature of the contaminant - affects the choice of oxidant and catalysts, as well as the type of UV light required.
2) The initial concentration - affects the amount of oxidant and catalyst required, as well as the processing time.
3) The flow rate -affects the number, size and design of the reactors, as well as the lamp power to be used.
4) The degree of removal required - affects the processing time, the number and nature of the treatment stages, as well as the reactor design.

CASE STUDIES

The following sections of the report describe several pilot scale treatability studies carried out by EED's mobile unit between 1989-1990. Due to the confidential nature of the case studies, several site locations and company names have been omitted.

CASE STUDY 1

This study involved a six week trial to demonstrate the use of enhanced oxidation for the treatment of groundwater and an industrial waste stream contaminated with 1,4 dioxane at a concentration ranging between 20 and 110ppm.

The objectives of the study were as follows:

1) To confirm previous laboratory treatability study data for reducing dioxane concentrations in the groundwater
2) To evaluate both the UV/Ozone and UV/peroxide based treatment options for treating both raw and de-ionized water with each option.
3) To show that this technology was capable of destroying dioxane reliably and consistently.
4) To reduce the dioxane concentration to less than 3ppm for sewer discharge during a 24 hour pump test.

The groundwater feed to the unit was pumped both directly (raw) and via a deionization unit which removed iron and dissolved inorganic matter prior to destruction. In continuous mode the unit was operated between 19 and 114 L/min (5 and 30gpm). During the test period, operating conditions were varied until the system was optimized. Various test configurations were examined. They involved the use of UV, Enox 450[1], ozone, and Enox 510[1] in batch and continuous mode of operation.

RESULTS

Pump Test - Figure 3 illustrates the results achieved in the 24-hr pump test where the unit, operated at 75 L/min (20USgpm), reduced the dioxane level to below the target 2ppm. The three higher points were a result of the optimization process used during the tests.

Raw versus de-ionized water - The presence of iron and other dissolved inorganic matter in the raw feed resulted in lower destruction of the Dioxane in one of the wells, Figure 4. These compounds absorb some of the UV light, thus inhibiting the photolysis of peroxide to produce hydroxyl radicals as well as providing competition for dioxane in the reaction with hydroxyl radicals.

Enox 510 - Figure 5 provides a comparison of two runs with and without the rate enhancing additive (Enox 510). Since the treatment objective was 0.3ppm, the small benefit was not sufficient to justify it's use.

---

[1]Enox 450 is a hydrogen peroxide based additive
Enox 510 is a water soluble rate enhancing additive which leaves no harmful residue.

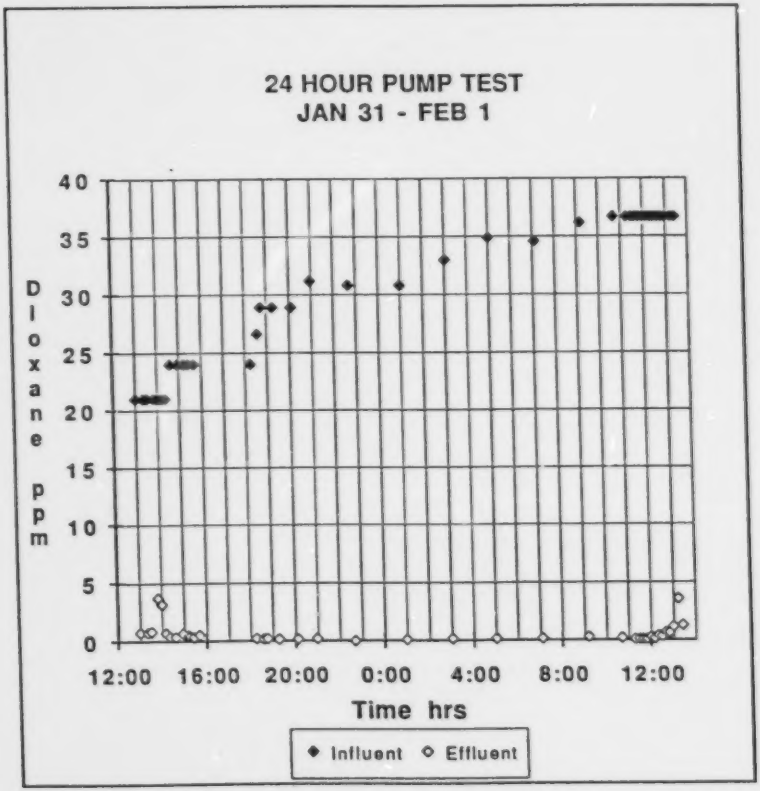

24 HOUR PUMP TEST
JAN 31 - FEB 1
Dioxane ppm
40
35
30
25
20
15
10
5
0
12:00
16:00
20:00
0:00
4:00
8:00
12:00
Time hrs
Influent
Effluent

FIGURE 3

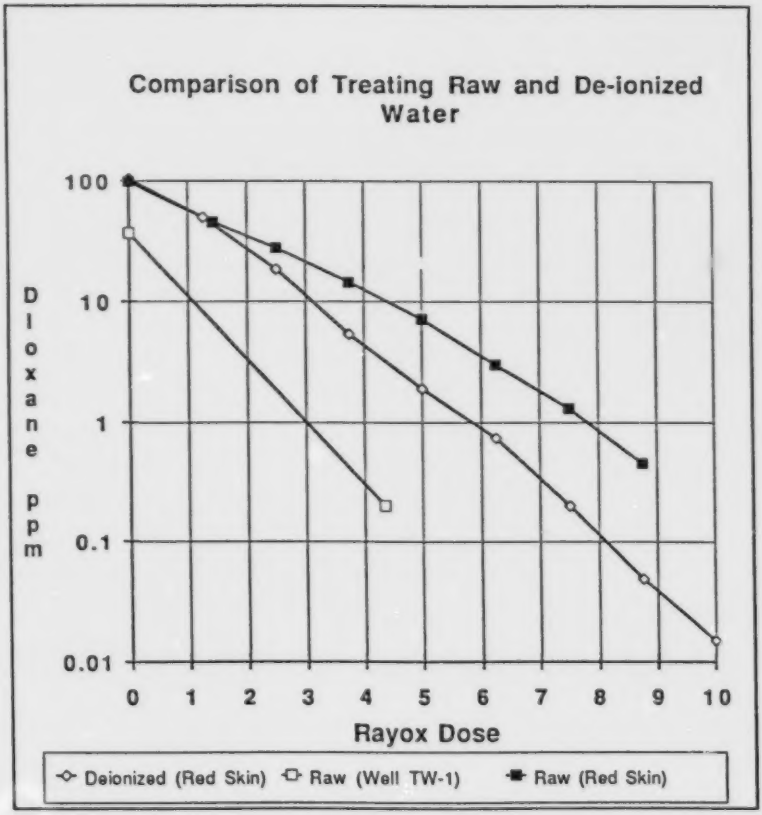

Comparison of Treating Raw and De-ionized Water
Dioxane ppm
100
10
1
0.1
0.01
0
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
Rayox Dose
Deionized (Red Skin)
Raw (Well TW-1)
Raw (Red Skin)

FIGURE 4

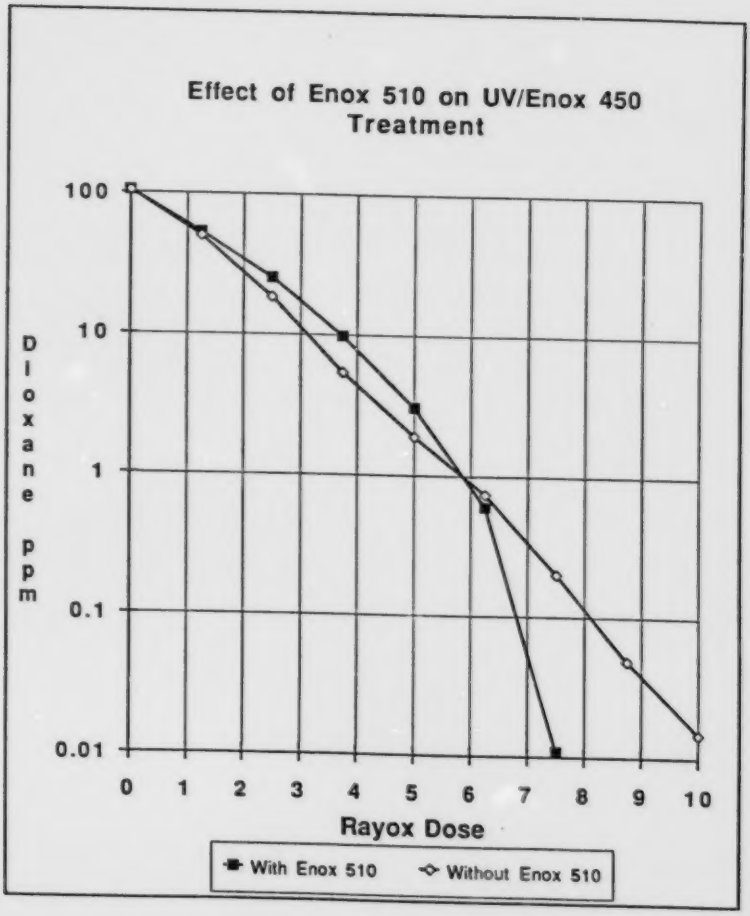

Effect of Enox 510 on UV/Enox 450 Treatment
100
10
1
0.1
0.01
Dioxane ppm
0
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
Rayox Dose
With Enox 510
Without Enox 510

FIGURE 5

Ozone - Unlike the non-ozone based treatment, efficiency of dioxane destruction in deionized water did not improve over that obtained with the raw water. This is displayed in Figure 6.

OTHER FINDINGS

1) The system was able to reduce dioxane in either raw or de-ionized water consistently from 100ppm to <10ppb.
2) UV/PEROXIDE based system was a viable alternative to the ozone system with considerably lower capital costs and somewhat higher operating cost.

RECOMMENDED UNIT

A UV/H_2O_2 configuration provided the best performance /cost ratio. The recommended system was designed to treat the raw feed at 760 L/min (200USgpm) from 50 to 0.3ppm and higher concentrations at lower flow. This unit was preferred over the ozone configuration. Although the ozone system of the same design had a slightly lower operating cost, the capital cost was higher and off-gases (ozone or possible VOCs) would have to be treated prior to discharge.

CASE STUDY 2

Another six week trial was carried out in February 1990 to investigate the feasibility of enhanced oxidation technology of the treatment on industrial wells contaminated with medium to high ppb concentrations of chlorinated aliphatic hydrocarbons.

The main objective of this trial was to determine the most cost effective approach to reducing the VOC concentrations to less than 5ppb at a flowrate of 23 L/min (6USgpm).

The VOCs of concern and their average feed concentrations were as follows:

COMPOUND	CONCENTRATION (ppb)
methylene chloride (MeCl, CH_2Cl_2)	130-730
trichloroethylene (TCE, $CHCl=CCl_2$)	9700-19900
1,2 trans-dichloroethylene (DCE, $C_2H_4Cl_2$)	6000-12500
vinyl chloride (VC, $H_2C=CHCl$)	10-1010
chloroethane (EtCl, C_2H_5Cl)	10

The testing was conducted in continuous mode of operation in all cases. A steady flow through rate of 20 L/min (5USgpm) was maintained during the trial period. As described in the first case study, process parameters were

OPTIMUM OZONE BASED TREATMENT

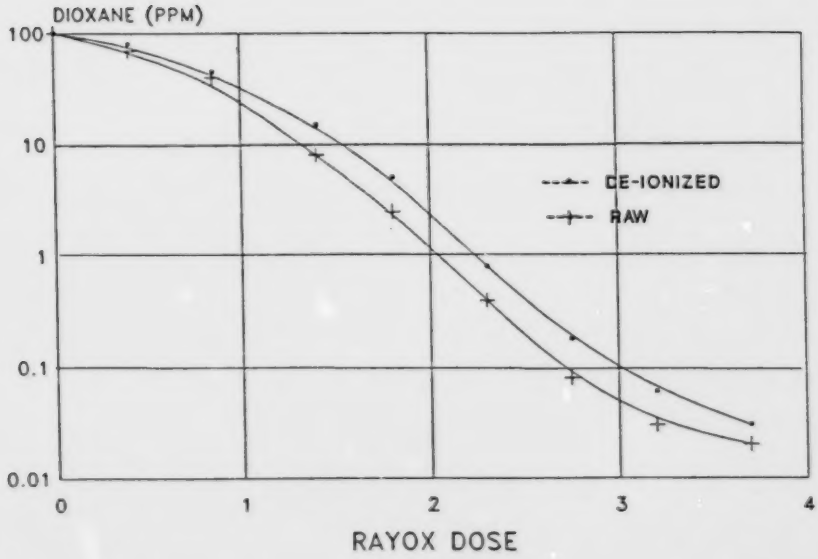


FIGURE 6

varied during the testing; however, high iron concentrations and the nature of the contaminant affected several of the system parameters. By maintaining a constant pH of 3, precipitation of iron was prevented and the system was optimized. Ozone was not included as a test parameter due to the volatile nature of the components. Air stripping of the VOCs in an ozone /air stream would have simply transferred the contaminant from one medium to another, without destroying it.

RESULTS

A discharge level of <5 ppb for total VOCs was achieved with the mobile unit at a continuous flow rate of 19 L/min. The individual effluent concentrations of each compound are as follows:

COMPOUND	EFFLUENT (ppb)
MeCl	3.1
TCE	0.4
DCE	<0.1
VC	0.5
EtCl	<0.3

RECOMMENDED UNIT

A 40 L/min UV/H_2O_2 system operated at a pH of 3 was recommended for this groundwater stream. A baffled holding tank, with a residence time of approximately 20 minutes, was also included in the final design.

CASE STUDY 3

The third demonstration took place during the months of May and June of 1990. This 6-week trial involved the treatment of a variety of nitrate esters (explosives) in three wastewater streams.

The main objective of this trial was to determine the most cost effective approach to reducing the concentrations of each of the compounds to <1ppm. The five compounds of interest and their influent concentrations are listed in Table 2.

TABLE 2
INFLUENT CONCENTRATIONS OF EXPLOSIVE COMPOUNDS IN CASE STUDY 3

COMPOUND	SITE 1 INFLUENT CONC. (PPM)	SITE 2 INFLUENT CONC.(PPM)	SITE 3 INFLUENT CONC.(PPM)
NG	952-1009	N/A	1186-1212
TEGDN	N/A	3566-4630	N/A
TMETN	N/A	113-252	N/A
PGDN	N/A	N/A	277-2064

SITE 1

Five runs were conducted on this water stream with various UV/H_2O_2 doses, as well as three runs with UV alone. The pH was maintained at a neutral level and the flowrates were averaged at 15 L/min (4 USGpm).

SITE 2

Five waste streams were treated at this site. All streams of both TEGDN and TMETN, contained high concentrations of carbonates (scavengers of the hydroxyl radical), except one. Previous bench-scale studies had shown that the carbonate could be precipitated with the use of lime. In this on-site study; however, the lime was not effective. Although UV photolysis successfully treated this stream, a more cost efficient design was investigated. This alternative involved proprietary pretreatment system to remove the carbonate without the use of lime. During removal of carbonate opens up a second channel of destruction when UV/peroxide is used, because the hydroxyl radical mechanism can also be used concurrent with straight UV photolysis.

SITE 3

At this site, the two composite streams containing separate compounds, both contained the UV blocking carbonates and nitrates, while the two recycle streams did not. As a result, the studies were separated. The runs on the composite streams involved four different treatment processed methods. A straight UV photolysis run proved effective, but uneconomical. The proprietary pretreatment/ UV/peroxide system, similar to the one studied in site 2, destroyed the compounds, but because the stream contained a higher concentration of UV blocking nitrates, it also proved to be very costly. Three runs were completed using

the combination of lime/ozone, which was the recommended system from the previous treatability study. As before, lime was used to remove the carbonate as limestone precipitate. This sludge was left in the water, which had a milky colour, until after the treatment of PGDN to less than 1 ppm. Thereafter, the sludge was separated as a non-hazardous waste. These runs also involved the recycling of unused ozone from the main reaction tank into a second tank, where it was reused.

A total of six runs were completed on the two recycle streams. A run using straight ozone was unsuccessful, while straight UV photolysis provided the required destruction at a more economical cost than with the composite streams. The runs involving the use of both UV and hydrogen peroxide, proved to be successful as well as more economical than the straight photolysis.

RESULTS

The discharge objective of <1 ppm was achievable with all streams tested. Figures 7-13 present the graphical results of the three site studies at their optimum operating conditions.

RECOMMENDED UNIT

Table 3 summarizes the recommended systems and states whether or not scavengers were present in the various streams.

TABLE 3
RECOMMENDED SYSTEMS FOR CASE STUDY 3

SITE	STREAM	RECOMMENDED SYSTEM	SCAVENGERS	pH
1-NG	----	UV/H_2O_2	NO	7
2-TEGND, TNETN	composite	Proprietary pretreat./ UV/H_2O_2	YES	3
	recycle	UV/H_2O_2	NO	7
3-PGDN	composite	lime/ozone	YES	7
	recycle	UV/H_2O_2	NO	7

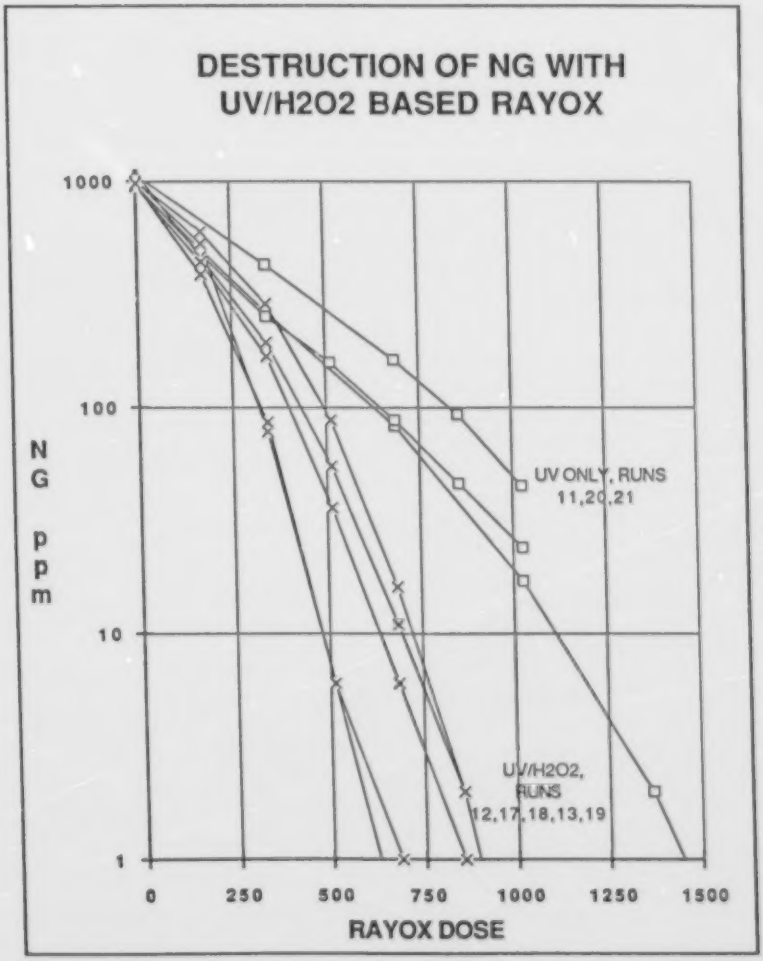

DESTRUCTION OF NG WITH
UV/H2O2 BASED RAYOX
1000
100
10
1
NG ppm
UV ONLY, RUNS
11,20,21
UV/H2O2,
RUNS
12,17,18,13,19
0
250
500
750
1000
1250
1500
RAYOX DOSE

FIGURE 7

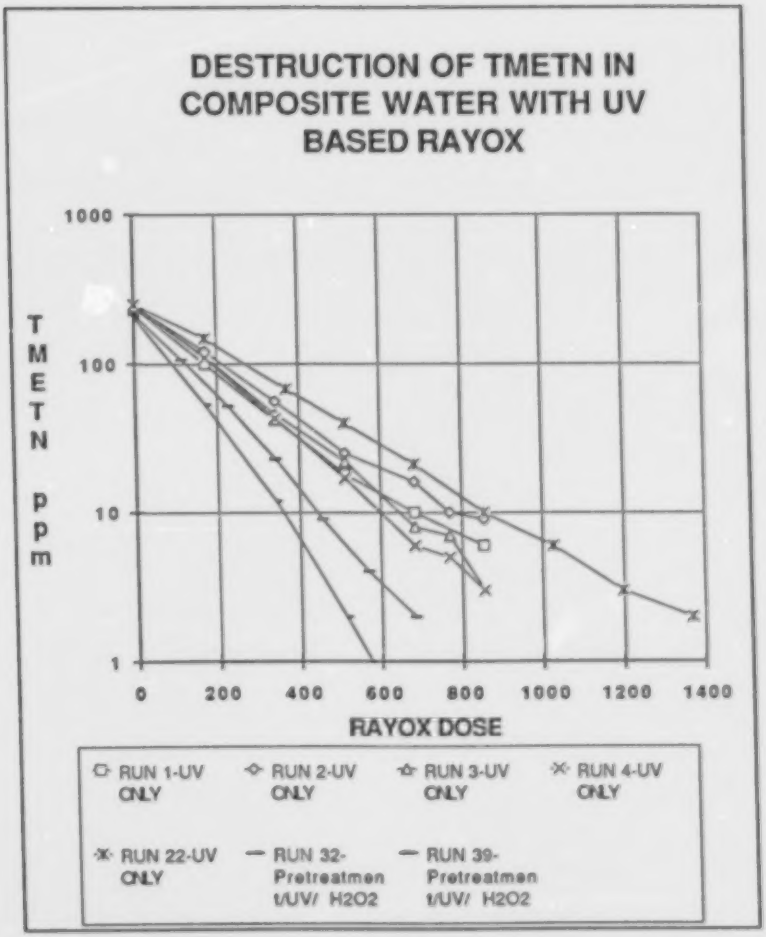

DESTRUCTION OF TMETN IN COMPOSITE WATER WITH UV BASED RAYOX
TMETN ppm
1000
100
10
1
0
200
400
600
800
1000
1200
1400
RAYOX DOSE
RUN 1-UV ONLY
RUN 2-UV ONLY
RUN 3-UV ONLY
RUN 4-UV ONLY
RUN 22-UV ONLY
RUN 32-Pretreatmen t/UV/ H2O2
RUN 39-Pretreatmen t/UV/ H2O2

FIGURE 8

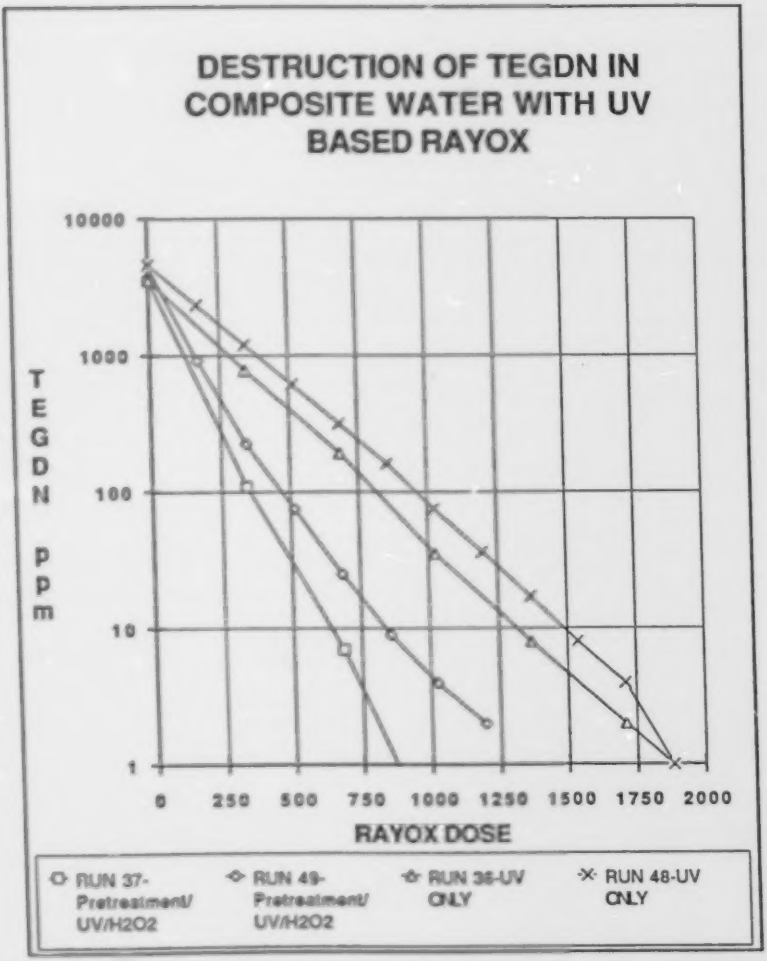

DESTRUCTION OF TEGDN IN COMPOSITE WATER WITH UV BASED RAYOX
10000
1000
100
10
1
TEGDN ppm
0
250
500
750
1000
1250
1500
1750
2000
RAYOX DOSE
RUN 37- Pretreatment/ UV/H2O2
RUN 49- Pretreatment/ UV/H2O2
RUN 38-UV ONLY
RUN 48-UV ONLY

FIGURE 9

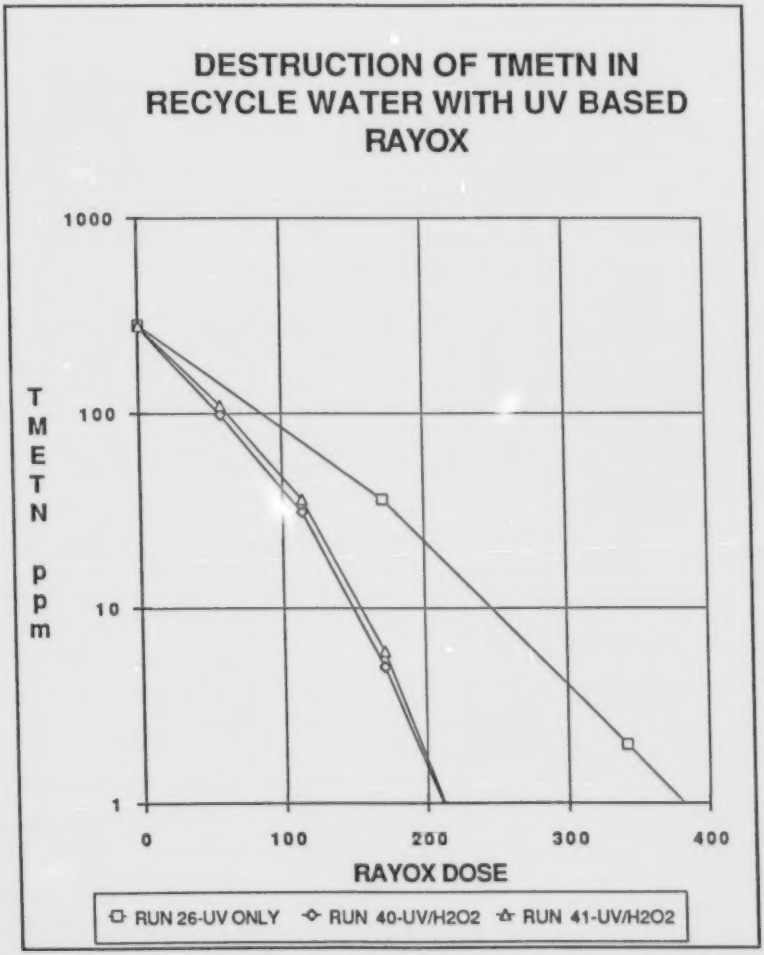

DESTRUCTION OF TMETN IN RECYCLE WATER WITH UV BASED RAYOX
1000
100
10
1
TMETN ppm
0
100
200
300
400
RAYOX DOSE
RUN 26-UV ONLY
RUN 40-UV/H2O2
RUN 41-UV/H2O2

FIGURE 10

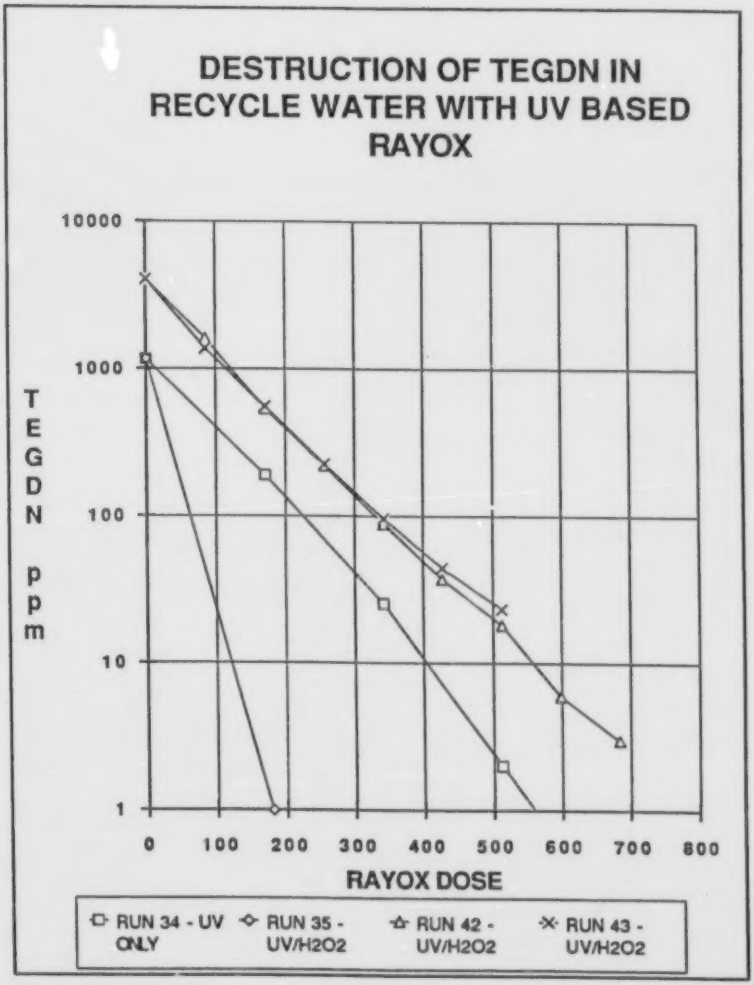

DESTRUCTION OF TEGDN IN RECYCLE WATER WITH UV BASED RAYOX
10000
1000
100
10
1
TEGDN ppm
0
100
200
300
400
500
600
700
800
RAYOX DOSE
RUN 34 - UV ONLY
RUN 35 - UV/H2O2
RUN 42 - UV/H2O2
RUN 43 - UV/H2O2

FIGURE 11

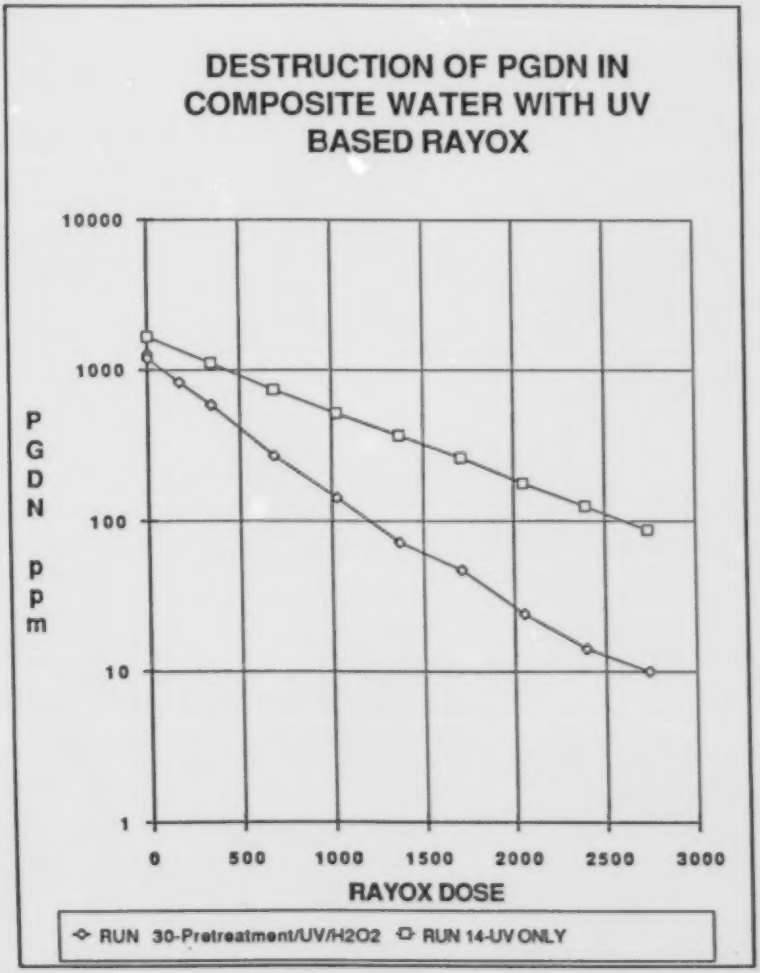

DESTRUCTION OF PGDN IN COMPOSITE WATER WITH UV BASED RAYOX
10000
1000
100
10
1
PGDN ppm
0
500
1000
1500
2000
2500
3000
RAYOX DOSE
RUN 30-Pretreatment/UV/H2O2
RUN 14-UV ONLY

FIGURE 12

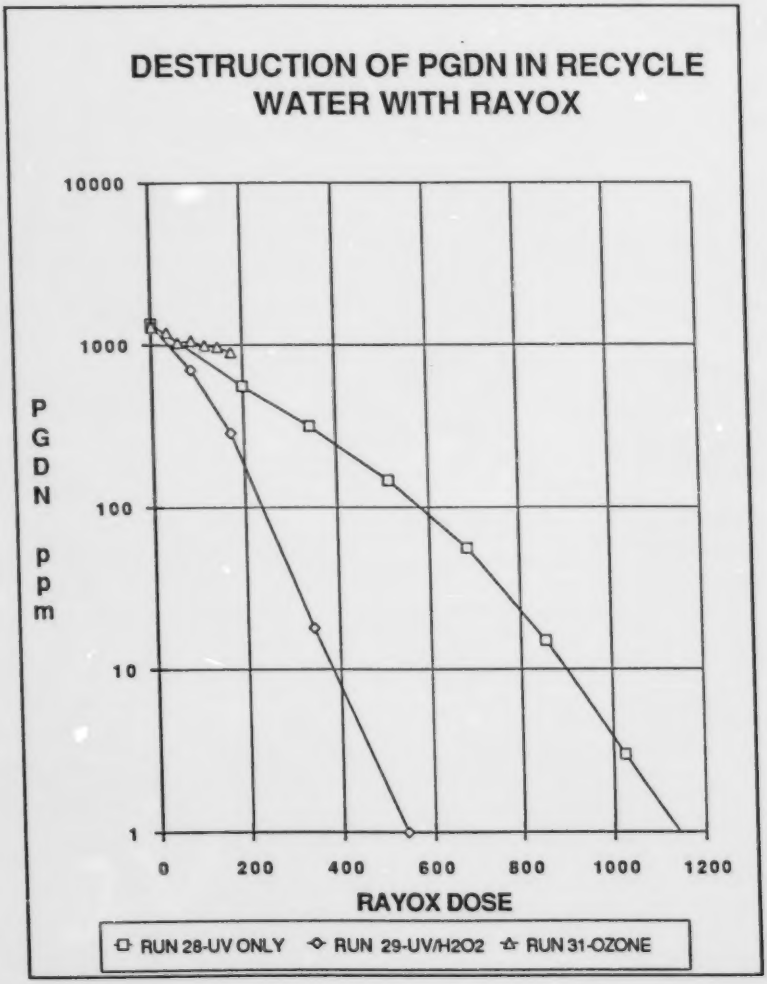

DESTRUCTION OF PGDN IN RECYCLE WATER WITH RAYOX
10000
1000
100
10
1
PGDN ppm
0
200
400
600
800
1000
1200
RAYOX DOSE
RUN 28-UV ONLY
RUN 29-UV/H2O2
RUN 31-OZONE

FIGURE 13

OTHER CASE STUDIES

Table 4 briefly summarizes several other case studies which have been carried out using EED's mobile unit. More detailed information on each of these sites is available through EED or Solarchem Environmental Systems.

TABLE 4
OTHER CASES INVESTIGATED WITH ENHANCED OXIDATION

LOCATION	COMPOUNDS	INFL. CONC. (PPM)	EFFL. CONC. (PPM)	RECOMM'D SYSTEM
GLOUCESTER ONTARIO GROUND-WATER	TCE BENZENE CHLOROFORM CHLOROBENZ 1,2 DCA	1.551 0.228 0.081 0.054 0.012	0.0 0.0 0.037 0.0 0.0	pH adjust/ MF[2]/UV/H_2O_2
NEW BRUNSWICK GROUND-WATER	BENZENE TOLUENE XYLENE	36 54 28	0.63 0.03 ND	MF/RO UV/H_2O_2 (ON CONC.)
QUEBEC, INDUSTRIAL WASTE STREAM	CN^-	6	2	UV/H_2O_2
US SUPERFUND SITE	DCE DCA BENZENE	0.5 5 3	ND ND 0.009	UV/H_2O_2/ ENOX 510

CONCLUSIONS

The case studies described in this report have provided the reader with an overview of the numerous applications available with the enhanced (advanced) oxidation technology. The total destruction capability of this treatment technique provides an economically, and environmentally acceptable method for treating waste streams containing organics at concentrations below 1% . Since many waste streams require more than one technology for effective treatment, EED will continue to incorporate this technology into their process train of technologies for treatment of chemical spills.

---

[2] MF/RO Refers to the two membrane technologies, MICROFILTRATION AND REVERSE OSMOSIS. These techniques are used to remove inorganic foulants and to concentrate organics in dilute waste streams prior to enhanced oxidation.

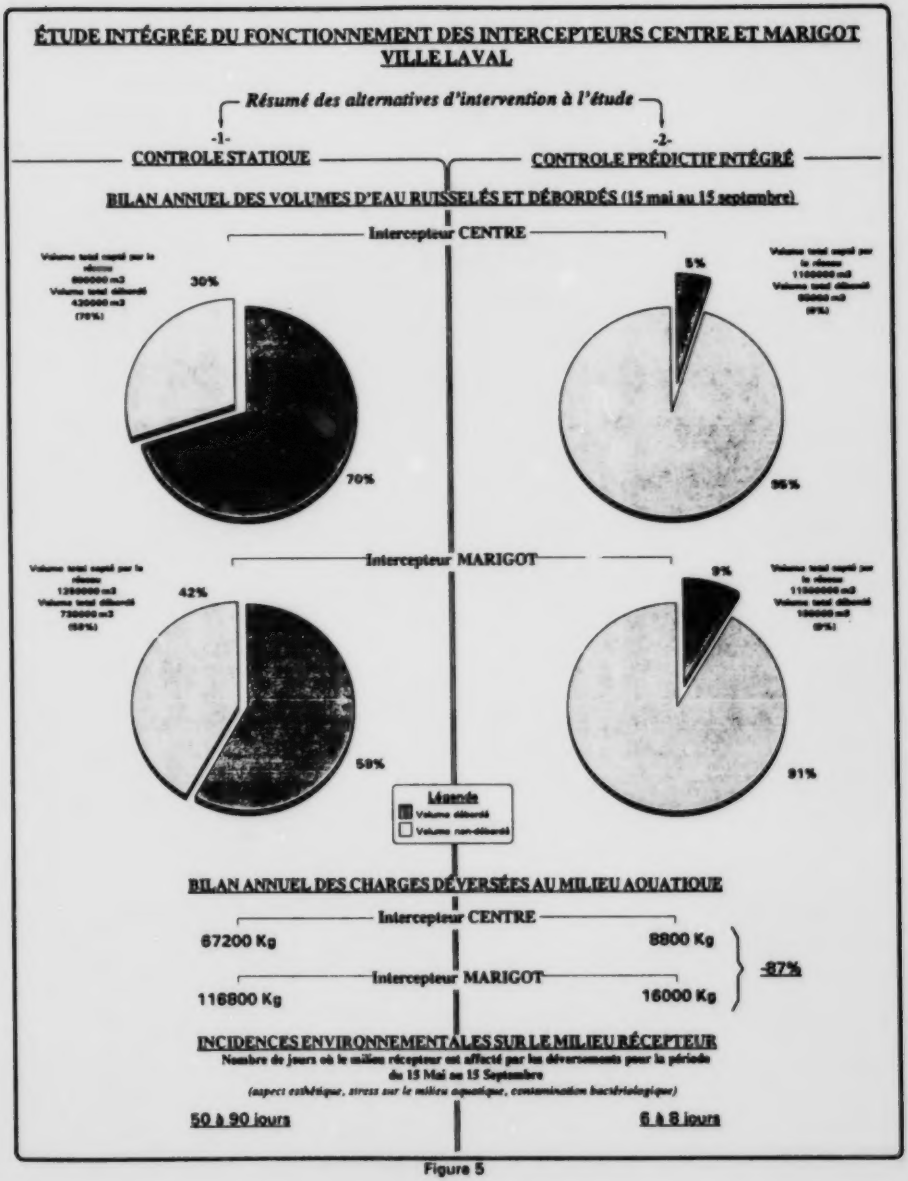

ÉTUDE INTÉGRÉE DU FONCTIONNEMENT DES INTERCEPTEURS CENTRE ET MARIGOT
VILLE LAVAL
Résumé des alternatives d'intervention à l'étude
-1-
CONTROLE STATIQUE
-2-
CONTROLE PRÉDICTIF INTÉGRÉ
BILAN ANNUEL DES VOLUMES D'EAU RUISSELÉS ET DÉBORDÉS (15 mai au 15 septembre)
Intercepteur CENTRE
30%
70%
5%
95%
Intercepteur MARIGOT
42%
58%
9%
91%
Légende
Volume déversé
Volume non-déversé
BILAN ANNUEL DES CHARGES DÉVERSÉES AU MILIEU AQUATIQUE
Intercepteur CENTRE
67200 Kg
8800 Kg
Intercepteur MARIGOT
116800 Kg
16000 Kg
-87%
INCIDENCES ENVIRONNEMENTALES SUR LE MILIEU RÉCEPTEUR
Nombre de jours où le milieu récepteur est affecté par les déversements pour la période du 15 Mai au 15 Septembre
(aspect esthétique, stress sur le milieu aquatique, contamination bactériologique)
50 à 90 jours
6 à 8 jours

Figure 5

REFERENCES

1. Jacob, Gisele; The Canadian Environmental Protection Act and The Fisheries Act: The Regulatory Agenda; A Symposium on Advanced Oxidation Processes; June 4 & 5, 1990.
2. Peyton, Gary R.; A Comparison of Advanced Oxidation Processes; Aquatic Chemistry Section; Illinois State Water Survey; Champaign, Illinois; 1990.
3. Carey, J.H.; An Introduction To Advanced Oxidation Processes (AOP) For Destruction of organics in Wastewater; Lakes Research Branch; National Water Research Institute Canada Centre for Inland Waters; 1990.
4. Gossett, N. and R. Harries; Technology Evaluation: Advanced Oxidation Processes vs. Conventional Treatment Technologies For Aqueous Contaminants; CH_2MHill, Inc.; Bellevue, Washington, U.S.A.; 1990.
5. Hoine, J.and H. Bader; The Role of Hydroxyl Radical Reactions in Ozonation Process in Aqueous Solutions; Water Res. 10; pages 377-386; 1976.
6. Prengle, H.W.; C.G. Hewes; C.E. Mauk; Oxidation of Refractory Materials by Ozone with Ultraviolet Radiation; Proceedings of 2nd International Symposium on Ozone Technology; International Ozone Institute; pages 224-252; 1976.
7. Peyton G.R. and W.H. Glaze; Destruction of Pollutants with Ozone in Combination with Ultraviolet Radiation & Photolysis of Aqueous Ozone; Environmental Science Technology; Volume 22; pages 761-767; 1988.
8. Paillard, H.; R. Brunet, and M. Dore; Optimal Conditions for Applying an Ozone Hydrogen Peroxide Oxidizing System; Water Res 22, pages 91-103; 1988.
9. Keller, L. and M. Punt; Comparative Evaluation of Groundwater Treatment Technologies at the Gloucester Landfill; 1990.
10. Cater et al; RAYOX: A second Generation Enhanced Oxidation Process For Groundwater Remediation; Proceedings- A Symposium on Advanced Oxidation Processes; June 4 & 5, 1991.
11. Choryhanna, G. and C. Adams; Demonstration of Membrane Technology in Atlantic Canada (1989).

LE CONTROLE DES RÉSEAUX D'INTERCEPTION DE VILLE DE LAVAL ET LA CONCEPTION INTÉGRÉE DES OUVRAGES D'ASSAINISSEMENT

Lavallée P.[1], Burroughs D.[2], Lamarre P.[2]

[1] ASSEAU inc. [2] Service de l'Environnement, Ville de Laval

1. GÉNÉRALITÉS

Ville de Laval avec une population de plus de 305 000 personnes constitue la deuxième ville en importance au Québec. Son territoire englobe l'ensemble de l'île Jésus soit une superficie de l'ordre de 245 km^2:

- 30% du territoire est constitué de "zones vertes";
- 40% de la "zone blanche" reste encore à développer.

Ville de Laval est bordée au nord par la rivière des Mille-Iles et au sud par la rivière des Prairies. Laval possède environ 90 km de rives.

2. LE PROGRAMME D'ASSAINISSEMENT DES EAUX

Dès septembre 1979, Ville de Laval devenait une des premières villes à signer un protocole d'entente avec le Gouvernement du Québec et ainsi adhérer au "Programme d'assainissement des eaux du Québec" (i.e. PAEQ). Ce programme avait, et a toujours, comme objectif premier la récupération des usages de nos cours d'eau.

Au 31 mars 1991, les déboursés imputables au PAEQ, pour les projets de Ville de Laval, se chiffraient à un peu plus de 240 millions $.

Des négociations sont actuellement en cours avec le MENVIQ pour réviser, et mettre à jour, le protocole actuellement en vigueur pour compléter les interventions d'assainissement nécessaires à une récupération "véritable" des usages le long des rivières des Mille-Iles et des Prairies.

3. SCHÉMA D'INTERCEPTION ET INFRASTRUCTURES EXISTANTES

Tel qu'illustré à la figure 1, Ville de Laval est divisée en trois grands bassins pour l'interception et le traitement des eaux usées:

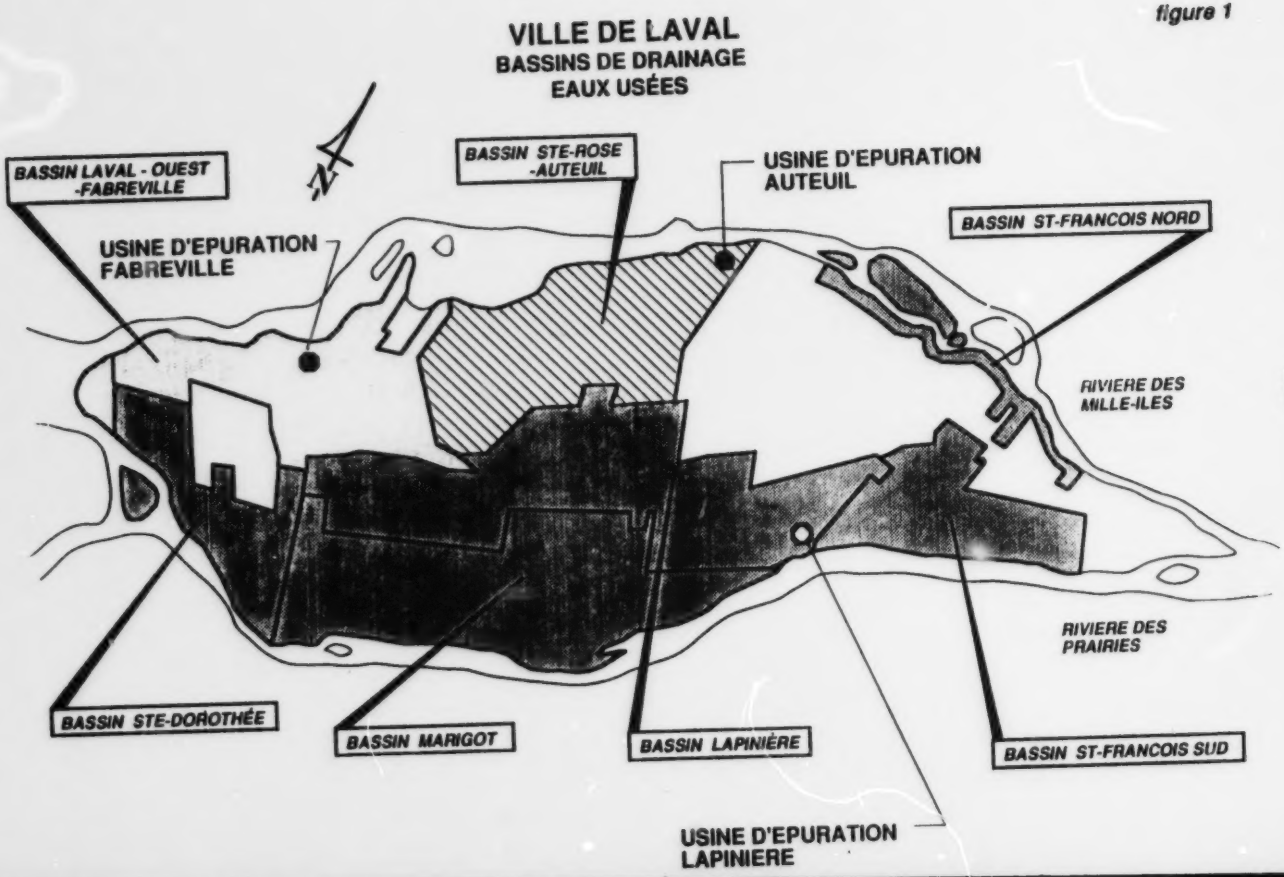
- Laval-Ouest/Fabreville
- Ste-Rose/Auteuil
- Marigot/Lapinière

Les deux premiers bassins qui desservent une population de l'ordre de 75 000 personnes sont situés sur le versant nord de l'île et sont donc tributaires de la rivière des Mille-Iles.

3.1 Laval-Ouest/Fabreville

Ce territoire est desservi par la station d'épuration Fabreville. En service depuis le printemps 1986, cette station, dont seulement la Phase I a été réalisée à ce jour (i.e. traitement physico-chimique), doit faire l'objet de modifications pour y incorporer, en

figure 1


VILLE DE LAVAL
BASSINS DE DRAINAGE
EAUX USÉES
N
BASSIN LAVAL - OUEST -FABREVILLE
BASSIN STE-ROSE -AUTEUIL
USINE D'EPURATION AUTEUIL
BASSIN ST-FRANCOIS NORD
USINE D'EPURATION FABREVILLE
RIVIERE DES MILLE-ILES
RIVIERE DES PRAIRIES
BASSIN STE-DOROTHÉE
BASSIN MARIGOT
BASSIN LAPINIÈRE
BASSIN ST-FRANCOIS SUD
USINE D'EPURATION LAPINIERE

particulier, une filtration biologique et une désinfection des eaux usées traitées. Les travaux de réhabilitation effectués dans ce secteur au cours des dernières années ont permis de réduire les débits d'infiltration à un niveau tel qu'il est maintenant possible d'envisager la phase II des ouvrages de traitement.

3.2 Ste-Rose/Auteuil

La station d'épuration Auteuil, actuellement en construction, sera en service dès l'automne 1992. La station comprend un traitement de type "secondaire", par filtration biologique. Une désinfection des eaux usées est prévue dans le cadre d'une phase subséquente, soit suite à la signature d'un addenda à la convention actuellement en vigueur.

3.3 Marigot/Lapinière

Le plan-directeur des eaux usées de Ville de Laval prévoit l'interception des sous-bassins du versant sud de l'Ile Jésus (i.e. Ste-Dorothée, Marigot, Lapinière, St-François-Nord et St-François-Sud) et leur transport vers la future station d'épuration Lapinière.

Selon les recommandations des études préliminaires de la station Lapinière, les eaux usées y subiraient un traitement par biofiltration et seraient désinfectées avant leur rejet à la rivière des Prairies.

Le bassin Marigot/Lapinière dessert une population de l'ordre de 225 000 personnes. La figure 2 illustre schématiquement les ouvrages d'interception qui y ont déjà été réalisés. Ces ouvrages totalisent plus de 55 km de conduites et des investissements de l'ordre de 145 millions $. Notons en particulier l'intercepteur Marigot, un tunnel de 2 m de diamètre d'une longueur de plus de 15 km, le long de la rive sud de l'île et qui, construit au cours des années 1985-86, a nécessité des déboursés de l'ordre de 57 millions $.

4. L'ÉTAT DES RIVIERES

4.1 Inventaire des usages

Par leur présence à proximité d'un milieu densément urbanisé, la rivière des Prairies et, plus particulièrement, la rivière des Mille-Iles, représentent sur le plan récréatif et culturel des valeurs inestimables. Pour la population de Ville de Laval, c'est un accès à de grands plans d'eau et plusieurs kilomètres de rives pouvant supporter des activités récréatives diversifiées et soutenir une alimentation continue en eau potable:

- les Lavallois y puisent chaque jour 240 000 m^3 pour fin d'alimentation en eau potable;
- on y retrouve un nombre considérable de plages, de terrains de camping, de sites d'accès à l'eau, de marinas et d'hydroport;
- les plans d'eau constituent des secteurs de choix pour la navigation légère.
- les rivières constituent des sites privilégiés pour les aires de nidification et les zones de fraies et représentent un intérêt non-négligeable pour diverses activités récréo-touristiques, d'observation, de chasse, de pêche.

figure 2

VILLE DE LAVAL
BASSIN MARIGOT-LAPINIÈRE
OUVRAGES D'INTERCEPTION EXISTANTS

4.2 Qualité des eaux

Malheureusement, la mauvaise qualité de l'eau et l'accumulation de sédiments, résultant de la contamination urbaine, a rendu impraticable la plupart de ces usages essentiels. Il existe encore aujourd'hui tout autour de l'île plusieurs points de déversements d'eaux usées permanents ou intermittents. Le parachèvement des ouvrages d'assainissement actuellement prévus permettra d'éliminer les déversements permanents. Les déversements intermittents, par contre, ne pourront être éliminés, ou à tout le moins minimisés, que suite à la mise en oeuvre d'ouvrages et d'équipements de contrôle des débordements des réseaux de collecte des eaux usées.

Il est à noter que, présentement, suivant le cadre de gestion du PAEQ, les ouvrages d'assainissement (i.e. interception et traitement) sont conçus en ne tenant compte que des débits de temps sec: aucun ouvrage de contrôle de surverse n'est actuellement prévu à la programmation de Ville de Laval afin de diminuer la fréquence ou le volume des déversements d'eaux usées non-traitées en temps d'orage.

Les relevés bactériologiques effectués par Ville de Laval au cours de l'été 1991 confirmaient encore une fois que, bien que la qualité des eaux des rivières pouvait être telle qu'elle puisse en principe se conformer aux normes de baignade en période de temps sec, tout événement pluvieux y provoque encore une détérioration marquée de la qualité des eaux.

Le tronçon de la rivière des Prairies, situé entre le Pont Louis-Bisson de l'autoroute 13 et un secteur situé tout juste en amont du Pont-Lachapelle à Chomedey, et où il n'y a actuellement aucun déversement permanent d'eaux usées non-traitées, est très éloquent à cet effet.

Le décompte des coliformes fécaux, qui varie normalement en temps sec de 20 à 100 C.F./100 ml grimpe facilement à plus de 800 C.F./100 ml suite à un événement pluvieux.

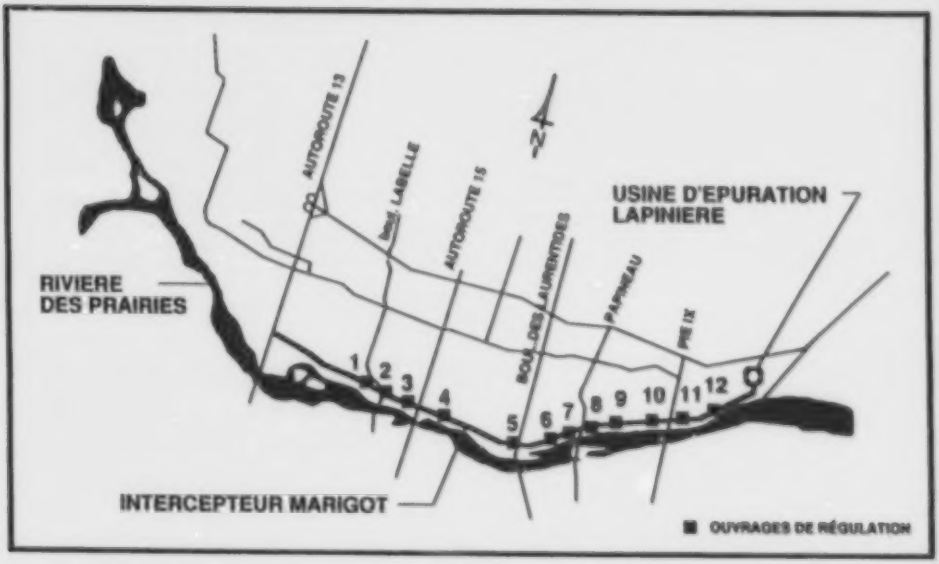
La figure 3 présente les résultats de simulations effectuées aux ouvrages de régulation de l'intercepteur Marigot en rapport avec les déversements en temps de pluie à la rivière des Prairies durant la période estivale.

On y constate que même lorsque les ouvrages traiteront 100% du débit de temps sec, il subsistera encore au cours de la période estivale un volume d'eaux usées déversé de 645 000 m^3. Un tel volume d'eaux usées non-traitées représente une charge polluante de plus de 100 000 kg de MES déversée à la rivière des Prairies. Ces effluents feraient augmenter encore les décomptes de coliformes fécaux en rivière jusqu'à des concentrations de l'ordre de 5000 C.F./100 ml et même jusqu'à 80 000 C.F./100 ml à certains endroits le long de la rivière.

En tenant compte d'une trentaine d'événements pluviaux par saison estivale, soit en moyenne 1 fois à tous les 4 jours, et que les effets de ces déversements persistent sur plusieurs heures, voire plusieurs jours, il paraît peu probable alors que l'on puisse en arriver à une récupération "véritable" des usages de ces rivières malgré tous les investissements qui y auront été consacrés, si l'on persiste à n'envisager que le traitement des eaux usées de temps sec.

VILLE DE LAVAL
INTERCEPTEUR MARIGOT
SURVERSES EN TEMPS D'ORAGE
15 MAI - 15 SEPT.

figure 3



SITE	IDENTIFICATION	VOLUMES DÉVERSÉS (1000 m3)	M.E.S. DÉVERSÉS (1000 kg/D)	C.F. EN AVAL (100ml)
1	78e Avenue	52	8	2063
2	69e Avenue	131	21	7493
3	58e Avenue	9	1	872
4	Brien	-----	-----	-----
5	Cartier	80	13	8975
6	Fatima	144	23	89143
7	J.J.-Joubert	35	6	1535
8	Papineau	32	5	1726
9	Jeanne-Leber	24	4	3946
10	Mondor	30	5	1720
11	Belleville	40	6	6817
12	Pénitencier	40	6	2689

4.3 Les enjeux environnementaux

Pour assurer une protection adéquate des sources d'alimentation en eau potable et permettre à la population riveraine de pleinement bénéficier du potentiel récréo-touristique (i.e. baignade, sports nautiques, navigation légère, observation de la nature, etc.) de ces deux rivières, les ouvrages d'assainissement doivent absolument tenir compte des impacts négatifs provoqués par les déversements en temps de pluie.

Dans le cadre des études actuellement en cours, les critères suivants ont été retenus par Ville de Laval comme un minimum à réaliser pour atteindre ces objectifs :

- aucun débordement en temps sec;
- désinfection des eaux usées en temps sec;
- récupération des flottants;
- aux sites priorisés, un maximum de 2 débordements par saison estivale (i.e. 15 mai - 15 septembre).

5. CRITERES DE CONCEPTION DES OUVRAGES INITIALEMENT PRÉVUS ET RENDEMENT ANTICIPÉ

5.1 Description sommaire de l'approche conventionnelle d'interception

Le protocole d'entente intervenu en 1981 entre Laval et le Gouvernement du Québec relativement au programme d'assainissement des eaux prévoyait l'adoption du principe des égouts séparatifs pour tout nouveau réseau d'égouts à construire à partir de cette date.

Toutefois, plus de 40% des réseaux existants sur le versant sud ayant été construits en mode unitaire, il s'avérait dès lors nécessaire de revoir le plan directeur des réseaux d'égouts pour l'adapter au mode d'interception préconisé.

L'approche retenue consistait alors, sommairement, à dimensionner deux axes principaux d'interception desservant les bassins Lapinière, au centre, et Marigot, en bordure de la rivière des Prairies, tous deux raccordés à la future station d'épuration Lapinière, à l'extrémité est des intercepteurs. Seules les eaux usées véhiculées en temps sec sont cependant admises aux intercepteurs, les eaux excédentaires en temps de pluie étant dérivées vers le cours d'eau récepteur par l'intermédiaire de structures de régulation à aménager aux points d'interception.

Les principales caractéristiques des bassins à desservir et des ouvrages proposés suivant cette approche sont décrits ci-après (voir figure 4).

5.2 Caractéristiques des bassins tributaires et des réseaux d'interception initialement prévus

5.2.1 Bassin Lapinière

Le bassin Lapinière forme une cuvette naturelle au centre de l'île, drainée naturellement à l'origine par le ruisseau Lapinière qui s'écoule en direction est jusqu'à son embouchure dans la rivière des Prairies, près du pénitencier de Saint-

Vincent-de-Paul. L'urbanisation progressive des trente dernières années a amené la construction, au cours des années 1970, d'un collecteur unitaire de type fer-à-cheval d'un diamètre variant de 2700 mm à 4500 mm localisé dans l'axe de l'autoroute 440 entre le boulevard Labelle et l'autoroute 25; les eaux usées et les eaux de ruissellement qu'il véhicule se déversent actuellement à ciel ouvert dans le ruisseau Lapinière qui a été aménagé afin d'augmenter sa capacité hydraulique.

L'adoption du mode d'interception séparatif selon l'approche décrite plus haut a conduit à proposer initialement un intercepteur gravitaire construit en tranchée parallèlement au collecteur existant à partir de son extrémité ouest jusqu'au site prévu de la station d'épuration Lapinière, soit sur une distance de 15 km.

Le bassin tributaire de cet intercepteur possède approximativement les mêmes limites que le bassin de drainage naturel du collecteur Lapinière existant, sans toutefois s'y conformer fidèlement. Il couvre une superficie de 3890 ha et dessert une population estimée à 46 500 personnes en 1981, tandis que la population au développement ultime est évaluée à 82 600 personnes. Les réseaux existants sont répartis suivant les proportions suivantes: 23,5% unitaires, 34,7% pseudo-séparatifs et 41,8% à développer (séparatif futur).

Le dimensionnement de l'intercepteur a été effectué à partir des critères de conception suivants: rejet à l'égout de 320 l/p/d, taux d'infiltration de 5,6 m^3/ha/d dans les réseaux séparatifs (futurs), et de 28 m^3/ha/d dans les réseaux pseudo-séparatifs ou unitaires, facteur de pointe égal à 2 à l'extrémité aval de l'intercepteur, pour un débit de pointe journalière de temps sec de 1970 l/s à l'exutoire.

On prévoyait également la construction de vingt-cinq structures de régulation statiques avec vannes à vortex aux points d'interception des réseaux unitaires existants, avec déversement des eaux de ruissellement excédentaires en temps de pluie au collecteur existant auquel on accorderait désormais une vocation de collecteur pluvial. Les régulateurs sont conçus pour acheminer à l'intercepteur un débit limite correspondant au débit de pointe de temps sec du bassin tributaire. Le débit maximum véhiculé par l'intercepteur en temps de pluie n'est donc pas affecté par un facteur de pointe décroissant et il atteint ainsi une valeur plus élevée, évaluée à 2233 l/s à l'exutoire.

L'intercepteur dimensionné suivant ces critères possède un diamètre variant de 900 mm à 1500 mm, avec une capacité maximum de 2990 l/s.

5.2.2 Bassin Marigot

Le bassin Marigot est constitué quant à lui de l'ensemble des bassins dont le drainage naturel s'effectue vers la rivière des Prairies par le biais d'exutoires répartis le long de la rive nord de la rivière, à partir de l'autoroute 13 jusqu'au site de la station d'épuration Lapinière, à Saint-Vincent-de-Paul.

La superficie totale du bassin Marigot est de 3750 ha, pour une population estimée à 142 000 personnes en 1981, et à 155 000 personnes au stade ultime du développement.

Les réseaux de type unitaire représentent 47,7% de la superficie totale du bassin, contre 45,1% pour les réseaux pseudo-séparatifs et 7,2% pour les réseaux séparatifs.

Le dimensionnement de cet ouvrage a été effectué selon les mêmes critères que ceux utilisés pour l'intercepteur Lapinière. Douze structures de régulation avec vannes à vortex ont été prévues sur son parcours, avec autant de conduites de trop-plein déversant les surplus en temps de pluie directement à la rivière. Le débit de pointe de temps sec est évalué à 2650 l/s tandis qu'il atteint une valeur maximale de 3235 l/s en temps d'orage.

Il est à noter que ces débits incluent le rejet de 295 l/s en provenance du poste de pompage de Ste-Dorothée qui refoule son effluent au Marigot par l'intermédiaire d'une conduite de refoulement située sur le boulevard Samson.

Un intercepteur gravitaire en tunnel de 15 km de longueur et d'un diamètre variant de 1800 mm à 2000 mm a donc été construit entre la 85ième avenue, à Chomedey et la future station d'épuration. La capacité hydraulique nominale de cet ouvrage, évaluée selon un gradient hydraulique parallèle à la pente du radier de 0,08%, se chiffre à 4300 l/s.

5.3 Fonctionnement des ouvrages initialement prévus en temps de pluie

Selon le mode d'interception conventionnel décrit ci-haut, toutes les eaux véhiculées par les réseaux en temps sec seront dirigées à l'usine d'épuration, tandis que les surplus générés en temps de pluie seront dérivés vers le milieu récepteur au point de jonction à l'intercepteur. L'impact de ces débordements d'eaux contaminées sur le milieu récepteur dépend de plusieurs facteurs liés aux caractéristiques qualitatives et quantitatives des eaux débordées et des eaux réceptrices. A cette étape du projet d'interception, certains ouvrages étant construits et d'autres étant planifiés sans tenir compte de l'impact des débordements, il nous a semblé judicieux d'analyser plus en détail le comportement anticipé du système en considérant son efficacité globale en fonction de l'objectif visé, soit la récupération des usages des cours d'eau récepteurs.

Pour ce faire, on a entrepris de simuler à l'aide du modèle numérique SWMM le fonctionnement du système sous diverses conditions d'opération, afin d'évaluer dans un premier temps l'ordre de grandeur des volumes et des charges impliquées. Cet exercice a été réalisé d'abord sur le bassin Lapinière concurremment à l'étude d'avant-projet de la seconde phase des travaux d'interception, et il a été étendu par la suite au bassin Marigot pour couvrir la totalité du versant sud de l'île.

Les résultats préliminaires pour le bassin Lapinière ont démontré qu'une pluie synthétique de type Chicago d'une durée d'une heure et d'une récurrence d'une fois par année générait dans les réseaux unitaires et sanitaires pseudo-séparés un volume de ruissellement de 70 000 m^3.

Ce volume d'eaux contaminées déversées au réseau pluvial correspond à environ dix-huit heures de débit d'eaux usées en temps sec. Ayant établi par ailleurs qu'un débordement significatif survient théoriquement pour toute pluie d'une hauteur supérieure à 3 mm, on

VILLE DE LAVAL
INTERCEPTEURS CENTRE ET MARIGOT

figure 4

peut conclure à l'examen des relevés pluviométriques de la région métropolitaine que la fréquence anticipée des débordements est de l'ordre de 50 fois par année, les volumes variant selon les caractéristiques de l'évènement pluvieux considéré.

5.3.1 Caractérisation des eaux de débordement

Afin de préciser les volumes et les charges débordés dans les bassins Lapinière et Marigot durant une saison estivale s'étendant du 15 mai au 15 septembre, on a entrepris à l'été 1989 une campagne de mesure des eaux usées en temps de pluie ayant pour objectif d'une part, de caractériser les eaux débordées et d'autre part, de fournir les données nécessaires à la calibration du modèle de simulation, ceci afin de valider les réponses du simulateur.

Cinq pluviographes ont été utilisés afin de caractériser les précipitations effectives sur le versant sud de l'île de Laval. La banque d'événements pluvieux ainsi générée est constituée de 23 événements significatifs susceptibles de produire des débordements. Des appareils de mesure de type sondes hauteur/vitesse ont été principalement utilisés pour la mesure de débit aux exutoires des bassins sélectionnés, de même que la technique de mesure par dilution et l'enregistrement du temps de fonctionnement des équipements de pompage.

Les résultats obtenus pour différents événements pluvieux sur des bassins ayant des caractéristiques d'occupation du sol relativement homogènes, principalement de type résidentiel, dénotent une correspondance entre la forme de l'hydrogramme et celle du pollutogramme associé, ce qui se traduit par une augmentation des charges déversées proportionnelle au débit, tel qu'observé sur d'autres bassins analysés ailleurs au Québec, en Amérique et en Europe.

5.3.2 Calibration du modèle hydrologique

La comparaison des hydrogrammes observés et simulés en divers points de mesure a permis d'établir certaines conclusions quant à la validité du modèle et de procéder aux ajustements requis pour en améliorer la représentativité et la fiabilité.

Cet exercice de calibration comporte de nombreuses difficultés liées notamment à la forte variabilité spatio-temporelle du phénomène pluie-ruissellement et aux conditions hydrauliques généralement peu propices à la mesure de débit dans les réseaux d'égout. Une analyse rigoureuse des données de mesure nous a toutefois permis de sélectionner les mesures les plus représentatives et de corriger certains paramètres de modélisation.

De façon générale, on observe que les paramètres hydrologiques communs à tous les bassins tels que coefficients de rugosité de Manning, rétention dans des dépressions de surface, taux d'infiltration ainsi que les techniques de schématisation des réseaux sont satisfaisants et n'ont qu'une incidence relativement mineure sur la capacité du modèle à reproduire fidèlement l'événement observé. Par contre, on constate la très grande sensibilité du modèle aux paramètres décrivant les particularités physiographiques de chaque bassin, particulièrement le pourcentage d'imperméabilité qui agit directement sur le

volume total ruisselé et influence la forme de l'hydrogramme. Des facteurs de correction ont pu être déterminés afin de rétablir la proportion réelle des surfaces imperméables contribuant directement au ruissellement qui avaient été surévaluées lors de l'analyse préliminaire par planimétrie.

Les résultats de simulation obtenus à partir du modèle calibré du système d'interception initialement prévu des bassins Lapinière et Marigot nous fournissent un bilan complet des volumes débordés à chaque point de régulation pour toutes les précipitations significatives survenues durant la période estivale considérée. Ces résultats illustrent l'importance des déversements d'eaux contaminées au milieu récepteur selon le mode du contrôle statique et confirment la nécessité de modifier le fonctionnement du système afin de gérer les débordements.

6. INTERVENTIONS PROPOSÉES

Tel que démontré aux sections précédentes, l'état de connaissance sur le fonctionnement actuel des intercepteurs du versant sud de la ville de Laval a atteint un niveau suffisant pour permettre des extrapolations sur le fonctionnement dynamique des ouvrages.

6.1 Objectifs de contrôle

La détermination d'objectifs de contrôle pour la gestion des ouvrages d'assainissement de Ville de Laval passe par la détermination des exigences environnementales présentant le niveau de protection désiré pour les milieux récepteurs concernés.

6.1.1 Bassin Lapinière

Même s'il est difficile de quantifier l'évolution des impacts associés à des débordements plus ou moins limités au fossé Lapinière, on peut rappeler que les volumes et charges débordées pour une année comme l'année 1989 (à l'exception des trois pluies exceptionnelles), sont de 225024 m^3 et de 47 tonnes de MES.

Les solutions de contrôle des débordements dans le cas du bassin Lapinière se structurent, entre autres solutions, par la construction d'une interceptuer en tunnel de 3,65 m de diamètre. Cet intercepteur est ci-après appelé tunnel Centre. Ce tunnel se situerait dans l'axe de l'autorute 440, dans la section complètement urbanisée de Ville de Laval. Toutes les solutions doivent être modélisées jusqu'au contrôle d'approximativement 90% des épisodes de débordement. La solution retenue ne devrait pas offrir un niveau de service supérieur; ainsi, ce niveau de service permettra aux gestionnaires des deux paliers de gouvernement de prendre une décision rationnelle.

6.1.2 Bassin Marigot

Dans le cas des débordements à la rivière des Prairies, le niveau de contrainte environnementale évoluant de l'amont vers l'aval de manière décroissante, l'utilisation d'un mode de gestion automatisée de type Contrôle Prédictif Intégré (CPI) devient une solution applicable, qui permettra de respecter les priorités de déversement de la manière la plus efficace possible.

Le secteur en amont du pont Viau est bien protégé et les débordements peuvent y être contrôlés dynamiquement avec un minimum de capacité de rétention externe. Le niveau de protection atteint permet de contrôler plus de 90% des épisodes de débordement et d'assurer que le niveau de contrôle est basé sur des infrastructures dont la capacité est égale au volume de débordement excédé dans moins de 10% des cas.

Il nous apparaît que les contraintes environnementales en bordure de rive sont assez importantes pour justifier de retenir ces volumes autrement débordés. Les stratégies de gestion testées en différé permettent de bien visualiser l'impact potentiel (en terme de volumes débordés) de chacun des épisodes réels de débordement dans ce secteur. Après évaluation numérique, aucun des émissaires de débordement en cause ne devrait avoir une dilution de plus de 1:200 en moyenne à 300 mètres en aval des déversements, et les concentrations de contaminants resteront supérieures à la normale pour au moins 24 heures, et peuvent s'étendre jusqu'à 72 heures, même dans les secteurs dont la ligne de berge est plus rectiligne.

Le ministère de l'Environnement et Ville de Laval doivent établir le niveau de protection à accorder à ces secteurs.

6.2 Principes d'intervention

Les interventions fonctionnelles pour le contrôle des débordements en temps de pluie sont les suivantes, par ordre logique d'implantation:

gestion automatisée pour maximiser l'utilisation des ouvrages d'assainissement (réseaux et stations d'épuration) en tout temps;
rétention en conduite pour minimiser les coûts des infrastructures de rétention requises et les contraintes d'exploitation de ces ouvrages;
implantation de structures de rétention externes aux réseaux d'interception pour compenser de trop faibles capacités locales.

6.2.1 Gestion automatisée

Après avoir procédé aux étapes de calibration et de validation essentielles à l'utilisation de modèles numériques, on a pu établir, en 1990, que les modèles constitués (temps différé) pour le versant sud de Ville de Laval sont représentatifs des conditions réelles d'urbanisation. Tous les points considérés de raccordement à l'intercepteur sont ceux prévus ou prévisibles lors de la mise en marche des intercepteurs.

Le modèle en temps différé peut servir d'outil de calibration pour le futur modèle en temps réel qui permettra de simuler les transferts continus de capacités d'un point de régularisation vers un autre. Le modèle en temps différé, calibré, nous permet d'identifier de manière approximative les secteurs conflictuels et les capacités de rétention à prévoir. La recherche de stratégies de gestion optimale permettra de valider les meilleurs sites de rétention en fonction des capacités utiles du tunnel.

Le contrôle prédictif intégré (CPI) permet de tenir compte des prévisions de congestion des divers tronçons de l'intercepteur, et de réaffecter les capacités disponibles à d'autres points de régularisation. Pour évaluer la pertinence de se doter d'un système de gestion automatisée, il faut évaluer les disparités spatiales en termes hydrologiques et météorologiques.

Les résultats de simulation des variations spatiales montrent qu'un bassin est soumis à des pluies pouvant varier de plus ou moins 150% par rapport à l'intensité moyenne de la pluie sur l'ensemble du territoire, et de plus ou moins 75% par rapport à la hauteur totale tombée en moyenne sur l'ensemble du territoire.

Ces variations se situent plus souvent près de 25% et fluctuent pour un même bassin à chaque pluie. Une démonstration numérique de l'influence hydrologique de ces variations spatio-temporelles est possible car le modèle en temps différé représente fidèlement une interception maximisée mais fixe pour chaque point de régularisation. A partir de cet outil de simulation, il est possible de démontrer l'importance des réaffectations à faire en temps réel pour minimiser les débordements.

Les conséquences hydrologiques sont de même amplitude. Ainsi, dans l'hypothèse d'une interception maximisée sur l'intercepteur Marigot, un bassin comme le bassin Notre-Dame de Fatima peut représenter moins de 1% du volume total débordé pour une pluie donnée, alors qu'il représentera plus de 75% du volume total débordé pour le corridor Marigot dans le cas d'une autre pluie. La réaffectation des capacités non utilisées en amont ou en aval permettra de minimiser le débordement en ce site particulier. L'examen des résultats interprétés pour toutes les pluies de la saison estivale 1989 montre que ces variations sont significatives de bassin en bassin et de pluie en pluie, justifiant l'utilisation de la gestion automatisée pour maximiser l'utilisation des ouvrages d'interception existants, et minimiser les besoins en systèmes externes de rétention.

Pour favoriser une pleine utilisation des capacités disponibles, il faudra optimiser les stratégies de distribution applicables sur la base d'un certain nombre de facteurs:

- poids environnemental de chaque site de débordement;
- charges déjà débordées dans les pas de temps précédents;
- état des réserves de capacités disponibles;
- prévisions d'apports futurs jusqu'à la fin de l'événement en cours.

Pour prévoir les débits devant être acheminés jusqu'à chaque point de régularisation, il faut prévoir la distribution des précipitations à venir sur le territoire. La possibilité de la prévision à l'aide du RADAR a été testée et est utilisable de manière fonctionnelle pour préciser l'heure de passage de la précipitation, sa répartition spatio-temporelle, et les gammes d'intensités associées à chaque pixel (2 @ 4 mm/h, 4 @ 6, 6 @ 8, 8 @ 12, 12 @ 16, 16 @ 24 et > 24 mm/h).

Pour contrôler plus de 34000 m^3 de débordements en 15 sites pour un événement donné, il est possible de maximiser les débits interceptés et d'aiguiller certains flux de bassins amont tout en n'utilisant que 23000 m^3 de capacité de rétention externe en 6 sites, pour ce même événement. Dans ces conditions, il est possible d'avancer que 35000 m^3 de réservoirs de rétention répartis en 6 sites ou moins permettra de contrôler 90% des épisodes de débordement se produisant en saison estivale.

6.2.2 Rétention en conduite

La rétention en conduite procure plusieurs avantages là où elle peut être appliquée. Le plus important est économique. Les coûts d'immobilisation nécessaires à la construction de conduites, en particulier les tunnels, plus grandes et capables d'emmagasiner temporairement les volumes d'eau excédentaires sont toujours nettement inférieurs aux coûts de construction de réservoirs de rétention externes.

Dans le cas du tunnel Centre, les capacités d'emmagasinement internes sont à ce point avantageuses sur le plan économique qu'il est même préférable d'augmenter le diamètre du tunnel de manière à permettre non seulement la rétention des eaux excédentaires du bassin Lapinière selon des critères comparables à ceux utilisés pour le bassin Marigot, mais également de manière à permettre un retardement délibéré de l'évacuation des eaux du bassin Lapinière au profit de l'évacuation du bassin Marigot, dont les capacités de rétention en tunnel sont beaucoup plus limitées.

La rétention en conduite comporte évidemment beaucoup d'avantages du point de vue de l'utilisation de l'espace. Elle permet en outre de bien contrôler la déposition des matières décantables par le contrôle des vitesses d'écoulement.

6.2.3 Rétention externe

Dans le cas de Ville de Laval, la rétention en conduite est une solution limitée au cas du tunnel Centre, puisque la construction de l'intercepteur doit être réalisée en tenant compte de contraintes particulières telles qu'identifiées en 6.2.2. Conséquemment, les débits excédentaires générés sur le bassin Marigot ne pouvant être emmagasinés dans l'intercepteur Marigot, il faut prévoir la mise en place de réservoirs de rétention externes.

Après optimisation de leurs localisations et de leurs dimensions, il a été démontré que 5 réservoirs d'un volume total d'environ 35 000 m^3 permettraient de contrôler les débordements du bassin Marigot.

Ces réservoirs de rétention devront être entièrement souterrains. Pour minimiser les efforts d'entretien, divers "accessoires" devront être installés pour réduire l'accumulation de dépôts solides au fond des réservoirs. Le profilage des fonds des réservoirs, l'utilisation d'équipement de chasse automatique à la fin de la période de vidange des réservoirs, ou la mise en place d'équipements de contrôle de l'ensablement (dessableur, Séparateur Statique Tourbillonnaire, etc.) en amont des réservoirs, composent les types d'intervention associés à la mise en place de réservoirs de rétention.

6.3 Performance des interventions

Ces interventions devront être mises en place pour respecter les enjeux environnementaux ci-haut identifiés. Le bilan des débordements sous contrôle est établi sur une base de saison estivale représentative tant en termes de hauteur totale d'eau tombée, qu'en termes de nombre d'événements pluvieux de plus de 15 mm par événement.

On a établi par modélisation les volumes débordés entre le 15 mai et le 15 septembre pour deux niveaux d'interventions: un niveau caractérisé par une interception conventionnelle, identifié comme "statique", et un niveau d'intervention ajusté par les mesures présentées à la section 6.2, identifié comme "CPI (Contrôle Prédictif Intégré)".

La figure 5 présente un sommaire des performances des deux niveaux d'intervention. On présente les proportions des débits ruisselés qui débordent, une évaluation de la masse estivale de MES débordée au milieu récepteur, et une appréciation du nombre de jours durant lesquels la qualité du milieu récepteur est incompatible avec la pratique des usages locaux identifiés.

En tenant compte des effets prolongés et consécutifs à un épisode ou à un jour de débordement, on peut évaluer que le milieu récepteur serait affecté de 50 à 90 jours durant la période estivale, soit de 40 à 70 % du temps, lorsque l'on parle d'un réseau conçu et opéré de manière conventionnelle. Pour ce même niveau d'intervention, en considérant les débordements des intercepteurs Centre et Marigot, la charge débordée en période estivale serait 184 tonnes de MES.

L'implantation de réservoirs de rétention externes au réseau pour le bassin Marigot et le surdimensionnement du tunnel Centre sont des interventions représentant des investissements de près de 60 millions de dollars. La modification des infrastructures de régularisation et la mise en place du système de gestion automatisée pour le contrôle dynamique des ouvrages représentent des investissements d'environ 5 à 8 millions de dollars. Compte tenu de l'efficacité prévue des interventions à contrôler les volumes de débordements, la charge débordée au milieu récepteur serait réduite de plus de 90 %, pour être d'environ 8 à 15 tonnes de MES par période estivale. La période de perturbation du milieu récepteur serait donc réduite à un total de 6 à 8 jours par saison estivale, soit moins de 10 % du temps.

7. OUVRAGES A METTRE EN PLACE

Les recommandations sur la nature des interventions à réaliser sont les suivantes:

construction de l'intercepteur Centre en tunnel, d'un diamètre de 3650 mm, et de huit chambres de raccordement dont six sont des éléments dynamiques de contrôle équipées pour la gestion automatisée;
modification des structures de raccordement et de régularisation de l'intercepteur Marigot de manière à permettre son utilisation en charge pour maximiser les débits interceptés jusqu'à près de 6.1 m^3/s. Cela est possible en prévoyant la gestion automatisée en mode de contrôle de contrôle prédictif intégré (CPI). Pour permettre le contrôle de près de 90% des épisodes de débordement, prévoir

l'installation en six sites de réservoirs de rétention d'une capacité totale de 35000 m^3.
conception et mise en place d'un système de gestion automatisée pour le contrôle prédictif intégré des intercepteurs du versant sud de Ville de Laval, incluant les systèmes de contrôle des réseaux, les systèmes d'aide à la décision, les systèmes de télécommande et de télétransmission, et les stations locales;
construction d'un tunnel secondaire d'un diamètre de 2200 mm permettant de raccorder le bassin Renaud au bassin Centre, afin de limiter les débordements au fossé Lapinière;
raccordement du secteur Saint-François au tunnel Marigot;
évaluation du raccordement possible de certains secteurs du territoire de Sainte-Dorothée au tunnel Centre pour éviter de surcharger l'intercepteur Marigot ou de déborder au site de la station de pompage de Sainte-Dorothée.

8. CONCLUSION

Les débordements de réseaux unitaires d'une agglomération comme Ville de Laval peuvent affecter significativement la qualité de l'eau de la rive gauche de la rivière des Prairies, en affectant la pratique d'usages récréatifs ou municipaux plus de 50 % du temps en période estivale.

Le développement et la mise en application de systèmes de gestion dynamique des ouvrages sont des interventions qui permettent de maximiser l'utilisation des ouvrages existants et de systématiquement rechercher la distribution optimale des débits véhiculés par le réseau, soit vers la station d'épuration, soit vers des réservoirs de rétention externes, soit de les emmagasiner dans un intercepteur important comme l'intercepteur Centre. Un ensemble de contraintes et d'éléments de solution doivent donc être modélisés, simulés et pris en compte durant les phases de conception et de réalisation des ouvrages.

Les enjeux environnementaux et le principe d'achever de manière efficace le programme d'assainissement des eaux de Ville de Laval justifient la mise en place d'un projet de contrôle intégré des intercepteurs et autres ouvrages d'assainissement du versant sud de Ville de Laval.

Utilisation d'indices basées sur les dépassements de critères pour évaluer la qualité de l'eau du fleuve Saint-Laurent en fonction de son utilisation pour la consommation

(Assessing the St. Lawrence River Water Quality as a Source of Drinking Water Using indicators Based on River Water Quality Criteria Overshoot)

A. Lamarche
Centre Saint-Laurent
Environnement Canada
Montréal (Québec)

Texte non reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

MODÉLISATION DYNAMIQUE DE LA PERFORMANCE D'UN DÉCANTEUR LAMELLAIRE PILOTE

par

D. MARTEL[1] et P. LESSARD[2]
[1] CONSULTANTS BPR, 4655 boul. HAMEL, QUÉBEC, CANADA, G1P 2J7
[2] DÉPARTEMENT DE GÉNIE CIVIL, UNIVERSITÉ LAVAL, QUÉBEC, CANADA, G1K 7P4

INTRODUCTION

La Communauté Urbaine de Québec (CUQ) se dote actuellement de deux usines de traitement des eaux usées. La décantation lamellaire constitue le procédé de traitement primaire prévu aux stations lequel sera suivi d'un procédé de filtration biologique de type BIODROF, et d'une désinfection aux rayons ultra-violets.

Afin de planifier l'opération de toutes les composantes de son système d'assainissement (réseau et usines) la CUQ procède à une étude détaillée sur le contrôle de ses ouvrages d'assainissement. L'atteinte d'un tel objectif implique l'élaboration de modèles simulants les réseaux de collecte des eaux usées et les stations d'épuration. Ces modèles rendront possible l'analyse du comportement dynamique des différentes composantes du système d'assainissement lorsque soumises à différentes perturbations (temps de pluie, déversements industriels, etc...), et ainsi aider à l'élaboration de stratégies de contrôle.

Notre recherche s'inscrit donc dans le cadre de cette étude, et consiste à présenter un modèle dynamique de décantation primaire capable de prédire la qualité de l'effluent d'une unité de décantation lamellaire, en terme de concentration des matières en suspension (MES). Pour que son utilisation soit profitable, le modèle doit représenter de façon réaliste la dynamique du procédé tout en ayant une structure relativement simple et des paramètres faciles à évaluer.

MODÉLISATION DE LA DÉCANTATION PRIMAIRE

La performance des décanteurs, qu'ils soient conventionnels ou à surfaces superposées (lamellaires), a surtout été évaluée jusqu'à maintenant d'un point de vue statique, i.e. non variable en fonction du temps. Ainsi peu d'attention a été portée, autant lors d'études expérimentales que théoriques (développement de modèles mathématiques), au comportement en terme dynamique des MES; ceci peut s'expliquer par le peu de possibilités de contrôle dans l'opération des décanteurs primaires.

Cependant, la décantation primaire est une étape importante de la chaîne de traitement d'une usine, et l'efficacité de son opération est étroitement liée à l'efficacité d'opération des unités de traitement secondaire et à la performance de la chaîne de traitement des boues (Lessard et Beck, 1988). De plus, dans un contexte plus large de gestion intégrée des bassins de rivière, la décantation primaire est particulièrement importante pour le contrôle des débordements de réseaux unitaires (Lessard et Beck, 1990). Ainsi, dans le cas des usines d'épuration de la CUQ, l'efficacité des filtres biologiques, le choix d'une stratégie de lavage de ces filtres lors d'un événement pluvieux, et le contrôle des débordements au milieu récepteur en temps de pluie,

dépendront fortement de l'efficacité et de la gestion de l'étape de la décantation lamellaire.

Plusieurs modèles ont été proposés pour simuler le comportement d'un décanteur, passant des modèles simples de type empirique (relation statistique), aux modèles à paramètres amalgamés et aux modèles déterministes beaucoup plus complexes (Lessard et Beck, 1991). La sélection d'un type particulier de modèle est essentiellement liée à la problématique rencontrée. Dans le cadre de ce travail, on recherche un modèle dynamique de décantation primaire capable de prédire la qualité de l'effluent d'une unité de décantation lamellaire en terme de concentration des matières en suspension (MeS). Le modèle devra par la suite permettre d'effectuer des simulations de diverses situations de façon à aider à la prise de décision et à l'élaboration de stratégies de contrôle pour les usines de traitement de la CUQ. Pour répondre à ces objectifs, et afin que l'utilisation du modèle soit profitable, il est nécessaire que la structure du modèle soit simple. Les paramètres du modèle doivent être peu nombreux, faciles à évaluer, et représentatifs des facteurs influençant la performance du décanteur.

Lessard et Beck (1988) ont développé un modèle à paramètres amalgamés ("lumped-parameter model") représentant le comportement des MeS pour un décanteur conventionnel (Figure 1). Ce modèle semble être le mieux adapté à notre problématique de modélisation de par la simplicité de sa structure et la qualité de sa représentation des phénomènes au moyen d'un nombre restreint de paramètres significatifs. Étant donné que les principes sous-tendant la sédimentation des MES au sein d'un décanteur lamellaire sont les mêmes qu'au sein d'un décanteur conventionnel, nous avons donc posé comme hypothèse que le modèle proposé par Lessard et Beck (1988) était applicable au cas des décanteurs lamellaires même si le comportement hydraulique diffère. Un modèle de simulation basé sur ce dernier a donc été développé.

Le modèle de Lessard et Beck (1988) tient compte des caractéristiques et du comportement des matières en suspension ainsi que des caractéristiques hydrauliques du bassin. Le modèle effectue une distinction entre les MES décantables, auxquelles il associe une vitesse de sédimentation, et les MES non-décantables considérées comme conservatives. Le comportement des MES est décrit par deux équations différentielles (équations 1 et 2): une représentant l'enlèvement des MES décantables, et l'autre représentant le comportement des MES non-décantables. Un bilan de masse autour d'un réacteur complètement mélangé (RCM) est effectué pour chacune des équations. Le modèle peut simuler, par l'utilisation d'un certain nombre de réacteurs complètement mélangés (RCM) en série, différents types d'écoulements hydrauliques compris entre celui en piston et celui complètement mélangé.

Les paramètres à déterminer pour effectuer le calage du modèle sont le pourcentage de MES décantables (a_1), le coefficient d'affouillement (a_2) et la vitesse de sédimentation (a_3). Ces paramètres pourront différer selon les situations. Le comportement des matières solubles (MS) est aussi décrit dans le modèle par une équation différentielle (similaire à l'équation 2); cette équation sera utile dans l'analyse des résultats des essais au traceur.

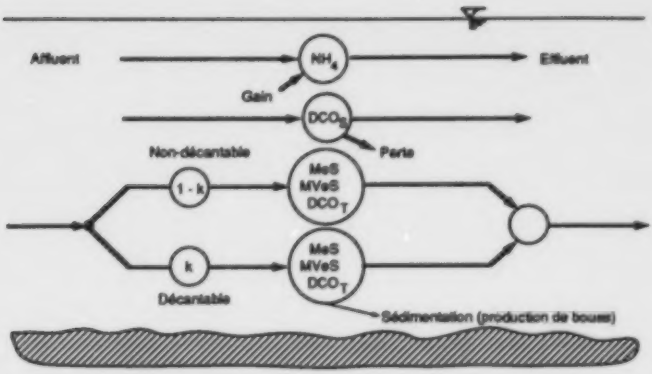


Figure 1 Représentation conceptuelle du modèle de Lessard et Beck (1988)

$$\frac{d X_1}{d t} = \left(\frac{Q}{V}\right) (a_1 U_1 - X_1) - \left(\frac{(1-a_2)\, a_3\, S\, X_1}{V} \right) \qquad (1)$$

$$\frac{d X_2}{d t} = \left(\frac{Q}{V}\right) ((1-a_1)\, U_1 - X_2) \qquad (2)$$

où: a_1 = fraction décantable des MeS totales (%)
a_2 = coefficient d'affouillement (sans dimension)
a_3 = vitesse de sédimentation des décantables (m/h)
Q = débit de l'affluent (m^3/h)
S = surface de décantation (m^2)
t = temps (h)
U_1 = concentration en MES totales à l'affluent (mg/l)
V = volume du réacteur complètement mélangé (m^3)
X_1 = concentration en MES décantables à l'effluent (mg/l)
X_2 = concentration en MES non-décantables à l'effluent (mg/l)

MATÉRIEL ET MÉTHODE

Afin de s'assurer de la validité de notre hypothèse et au besoin d'adapter le modèle (le comportement hydraulique et l'efficacité), nous avons effectué différents essais à l'aide d'un décanteur lamellaire pilote.

a) Unité pilote

Une usine pilote, composée d'un décanteur lamellaire et d'un filtre biologique de type BIODROF, a été installée dans le puits sec de la station de pompage Limoilou de la CUQ. L'alimentation en eau brute se fait à partir de la conduite de refoulement des (2) deux pompes sanitaires acheminant les eaux usées vers la chambre de mise en charge du diffuseur (fleuve St-Laurent). Le schéma d'écoulement de l'usine pilote apparaît à la Figure 2.

Le décanteur pilote, conçu et construit par John Meunier inc., est du type lamellaire tout comme ceux prévus aux usines de traitement; il est schématisé à la Figure 3. Le décanteur se subdivise en 5 zones principales: la zone d'entrée de l'eau brute située sous les lamelles, la zone de décantation, la zone de sortie de l'effluent, la zone d'épaississement des boues, et la zone de collecte des boues. Le volume total du décanteur est de 6.41 m^3. La surface de décantation est constituée de 10 lamelles de 1.506 m^2 (projection horizontale de la surface) pour une surface totale de Hazen de 15.06 m^2. Un réservoir d'alimentation, d'un volume de 2.89 m^3, est situé immédiatement en amont de la zone d'entrée. Ce réservoir sert à faciliter l'alimentation du décanteur en contrôlant les vitesses d'amenée, et, accessoirement, à écumer les eaux à décanter.

Nous avons évalué, compte tenu de l'ordre de grandeur du débit et de la concentration des MES, qu'en effectuant une purge par heure (24 purges par jour), il n'y aurait pas d'accumulation de boues dans le décanteur sur une longue période et que la purge n'exercerait pas de perturbations hydrauliques suffisamment importantes pour affecter l'efficacité du décanteur.

b) Campagne d'échantillonnage

Deux campagnes d'échantillonnage ont eu lieu: la première s'est déroulée entre le 29 août 1989 et le 20 décembre 1989, et la seconde entre le 15 mai 1990 et le 30 août 1990. A l'affluent du décanteur, les échantillons ont été prélevés dans le réservoir d'entrée, et autant que possible à la hauteur de l'entrée des eaux au sein du décanteur. A l'effluent, les échantillons ont été prélevés dans la zone de sortie des eaux traitées ou dans le bassin des eaux décantées qui suit immédiatement le décanteur. Tout dépendait de ce qui était le plus simple considérant le nombre et la fréquence des échantillons à recueillir.

Les facteurs motivant les fréquences d'échantillonnage choisies ont été: le temps de rétention, la quantité totale d'échantillons à prélever, la capacité du laboratoire à effectuer les analyses sur ces échantillons, et la quantité de contenants disponibles pour recueillir les échantillons.

Tous les échantillons ont été analysés afin de connaître leur contenu en MES totales; dans tous les cas des filtres de fibres de verre 934 AH (porosité de 1.5 micron) ont été utilisés tel que stipulé dans Standard Methods (APHA et al., 1989). Sur la plupart des échantillons le contenu en MES décantables a également été mesuré par la méthode gravimétrique (APHA et al., 1989).

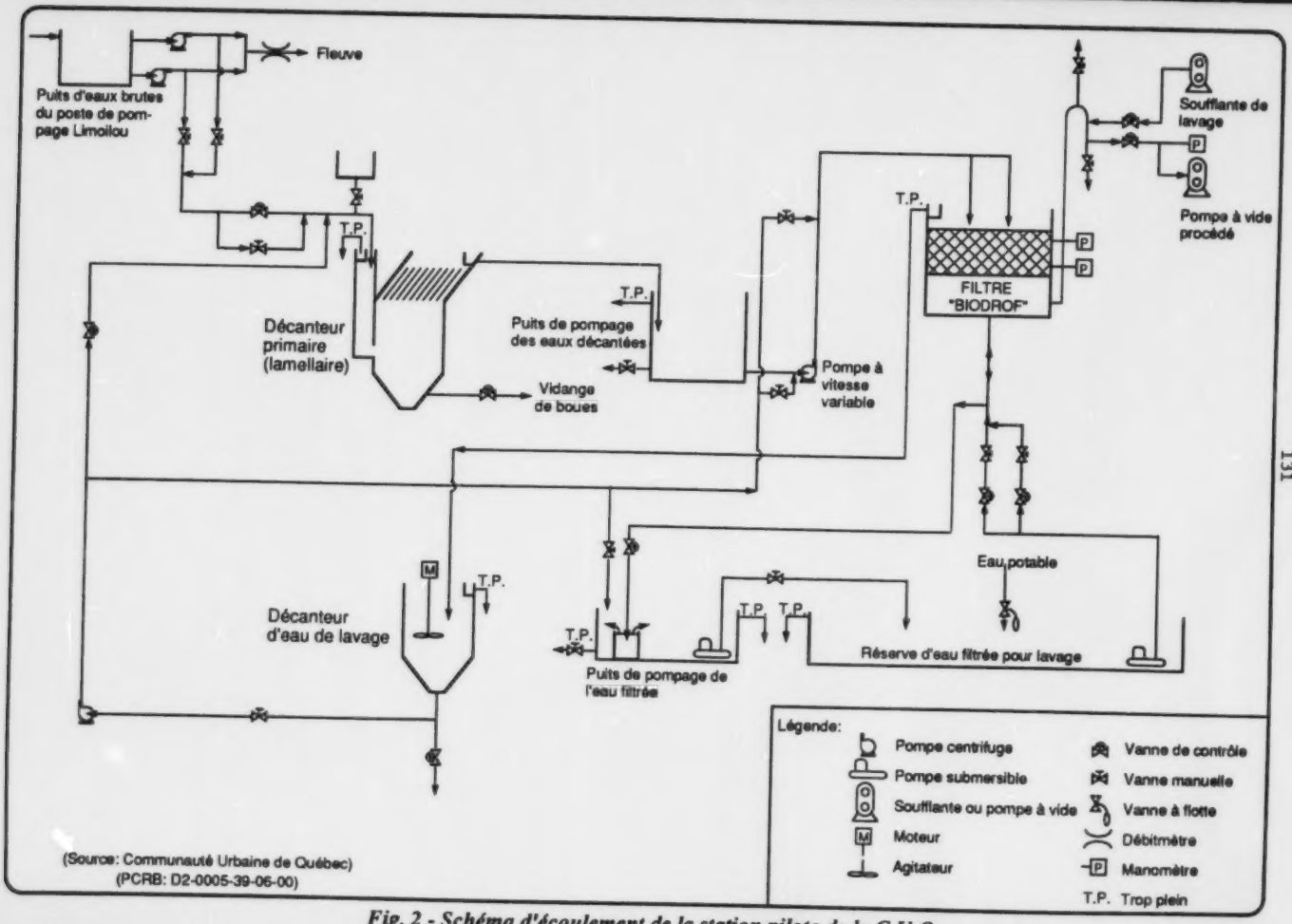


Fig. 2 - Schéma d'écoulement de la station pilote de la C.U.Q.

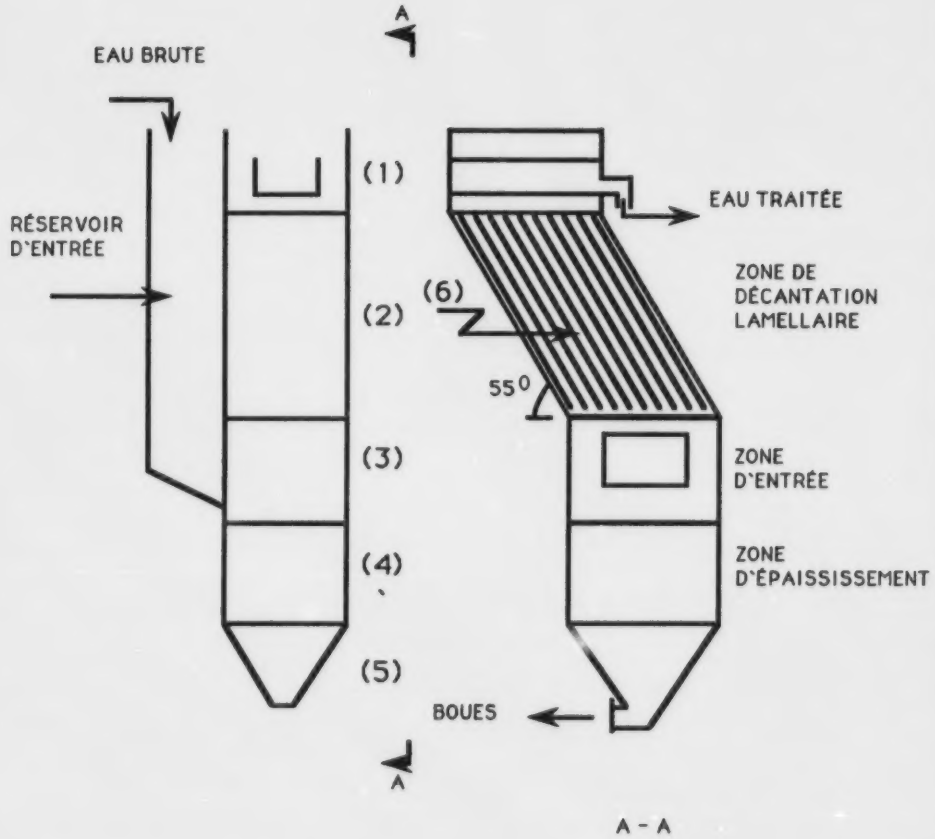


Fig. 3 : Schéma du décanteur lamellaire pilote

c) Essais réalisés

Le décanteur pilote a été conçu pour représenter le comportement du procédé prévu aux usines de la CUQ. La gamme de débits considérés lors de ces essais est basée sur les débits attendus aux deux stations d'épuration. Le Tableau 1 présente la gamme des valeurs de débits qui a été utilisée dans le cadre des essais pilotes, ainsi que les temps de rétention correspondants. Des essais ont été effectués à différents débits compris à l'intérieur de cette gamme.

TABLEAU 1 GAMME DE DÉBITS RETENUS POUR LES ESSAIS PILOTES

	Q PILOTE	V.HAZEN[1]	T.R.D.[2]	T.R.T.[3]
	m^3/h	m/h	H:Min	H:Min
MINIMUM	6,5	0,43	0:59	1:26
MAXIMUM	39	2,59	0:10	0:14

1 V.HAZEN: Charge superficielle

2 TRD: Temps de rétention du décanteur

3 TRT: Temps de rétention total (temps de rétention au sein du décanteur additionné au temps de rétention à l'intérieur du bassin d'alimentation).

c.1 Essais au traceur

Les liquides traceurs sont largement utilisés pour la détermination du comportement hydraulique d'un bassin sous différents régimes (e.g. Thirumurthi, 1969). Quatre essais au traceur ont été effectués pour quatre débits compris entre 6.5 m^3/h et 39 m^3/h (Tableau 2). A chaque essai, une masse de 100 000 mg de rhodamine WT a été injectée à la surface du bassin d'alimentation, des échantillons ont ensuite été prélevés à l'effluent afin d'en connaître la concentration en rhodamine WT. Les essais sont décrits au Tableau 2; on y retrouve le débit appliqué au décanteur, la durée des essais, la fréquence d'échantillonnage, la masse de traceur récupérée et la différence entre cette dernière et la masse injectée.

TABLEAU 2 ESSAIS AU TRACEUR EFFECTUÉS

DATE	DÉBIT m^3/h	DURÉE h	FRE[1] h	MASSE[2] mg	DIF[3] %
31-08-89	6.5	9.5	0.50	95 410	-4.59
30-08-89	14	3.0	0.20	99 960	-0.04
01-09-89	27	3.0	0.10	107 684	+7.68
25-10-89	39	2.0	0.05	90 207	-9.79

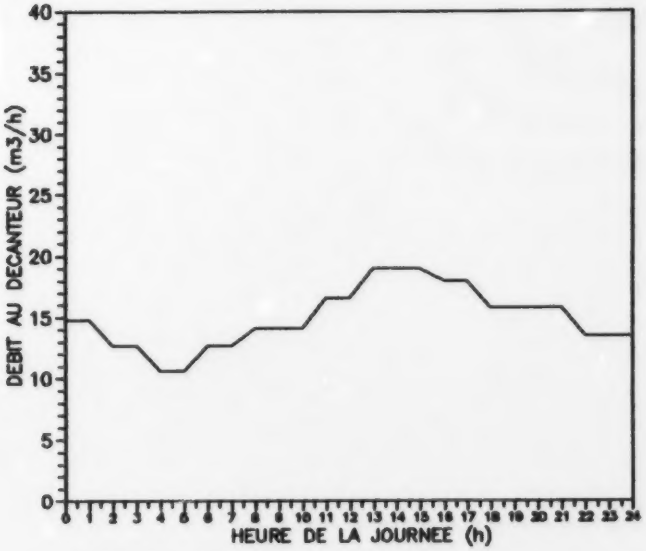
1 Fréquence d'échantillonnage
2 Masse de rhodamine WT récupérée à l'effluent
3 Différence en % entre la masse injectée (100 000 mg) et celle récupérée

Afin de vérifier la caractéristique conservatrice du traceur, la masse retrouvée à l'effluent a été comparée avec la quantité initiale injectée qui est de 100 000 mg (Tableau 2). La masse de rhodamine retrouvée à l'effluent a été déterminée en intégrant l'aire sous la courbe (concentration en fonction du temps). Les résultats du Tableau 2 indiquent que le traceur injecté a été retrouvé en presque totalité à l'effluent du décanteur. On peut donc affirmer qu'il y a conservation de la masse de rhodamine, une erreur maximale de 10 % étant tout à fait acceptable compte tenu de la précision relative de la mesure de la masse initiale de traceur due aux conditions de mesure et de manipulation sur le terrain, et des erreurs dues à l'échantillonnage.

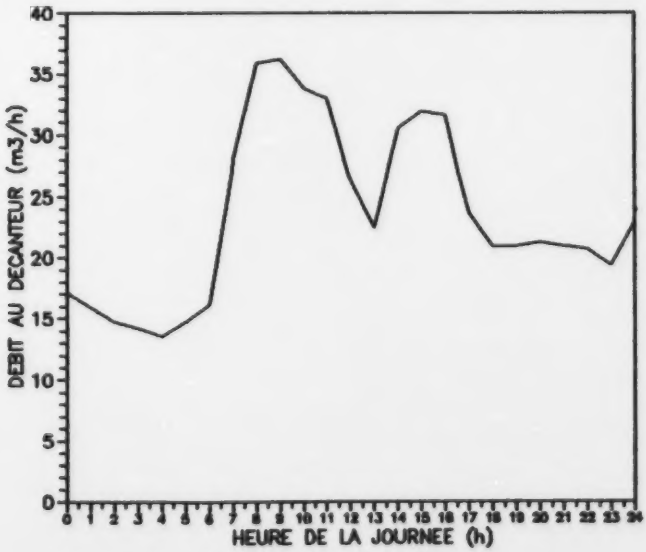
c.2 Essais de performance

Au total, une douzaine d'essais ont été effectués à débit fixe et à débit variable. Le modèle doit d'abord être évalué sous des conditions d'équilibre de débit avant d'être évalué à débit variable. Le Tableau 3 dresse la liste chronologique des essais de performance effectués.

La séquence de débit des essais à débit variable a été établie à partir des hydrogrammes anticipés à la station d'épuration du secteur EST; les hydrogrammes résultants à l'échelle pilote sont donnés à la Figure 4. L'hydrogramme de temps de pluie correspond à un événement précis, la pluie du 18 juin 1985, tiré des données amassées lors de la campagne de caractérisation des eaux usées de la CUQ de 1985. Lors des essais du 11-07-90 et du 23-08-90 l'échantillonnage a été effectué sur la période où les fluctuations des débits sont les plus importantes, soit le jour.



a) TEMPS SEC



b) TEMPS DE PLUIE

Fig. 4 : HYDROGRAMME A DEBIT VARIABLE

TABLEAU 3 ESSAIS DE PERFORMANCE EFFECTUÉS

DATE	DÉBIT m^3/h	DURÉE h	FRE[1] h
30-08-89	14	6	0.20
31-08-89	6.5	10	0.50
09-10-89 au 13-10-89	14	94	1.00
17-12-89 au 20-12-89	30 15	24 49	1.00
29-05-90	3	11	1.00
07-06-90	10	10	0.50
12-06-90	20	10	0.33
14-06-90	6.5	10	0.50
19-06-90	30	8	0.25
21-06-90	37	8	0.25
11-07-90	VTS[2]	10	0.50
23-08-90	VTP[3]	10	0.33

1 FRE : fréquence d'échantillonnage
2 VTS : débit Variable selon hydrogramme de Temps Sec
3 VTP : débit Variable selon hydrogramme de Temps de Pluie

RÉSULTATS DES ESSAIS

Le sommaire des résultats des essais est présenté au Tableau 4. On y retrouve les concentrations moyennes de MES totales, décantables et non-décantables à l'affluent et à l'effluent. Les chiffres placés entre parenthèses représentent le nombre d'échantillons ayant servis à calculer la concentration moyenne. L'efficacité moyenne du décanteur lamellaire pour chacun des essais à débit fixe effectués est quant à elle donnée au Tableau 5. Les valeurs d'efficacité sont exprimées par le pourcentage (%) d'enlèvement des MES totales, décantables et non-décantables.

Pour les essais du 07-06-90, 12-06-90, 14-06-90, 19-06-90, 21-06-90 les analyses de MES décantables et non-décantables n'ont été effectuées que sur quelques échantillons, les pourcentages d'enlèvement des MES décantables et non-décantables sont par le fait même moins représentatifs que lorsque ces analyses sont effectuées sur tous les échantillons.

L'efficacité du décanteur en terme d'enlèvement des MES décroît avec l'augmentation de débit et, de façon plus générale, avec l'augmentation de la vitesse de Hazen. C'est ce qui ressort aussi à l'analyse de la Figure 5a où l'on retrouve l'efficacité en terme d'enlèvement des MES totales en fonction de la vitesse de Hazen. La relation entre l'efficacité et la vitesse de Hazen est d'autant plus explicite si le point représentant l'efficacité du 31-08-90 n'est pas considéré. Les analyses de cet essai ont fait ressortir une quantité plus grande de MES non-décantables à l'effluent qu'à l'affluent.

La Figure 5b montre l'efficacité d'enlèvement en terme de MES décantables en fonction de la vitesse de Hazen. La relation n'est visiblement pas clair. Cependant, il est permis d'affirmer qu'à une vitesse de Hazen inférieure à 1.5 m/h, plus de 60% des MES décantables seront retenues par le décanteur.

De façon générale, environ 10% des MES non-décantables sont enlevées par le décanteur. C'est probablement le résultat d'une certaine coagulation naturelle qui s'effectue par contact entre les particules, lorsque des MES rencontrent les boues qui décantent. De tels résultats viennent à l'encontre des hypothèses posées par Yao (1970, 1973) qui considérait que les particules décantent essentiellement de façon isolée et ne s'agglomèrent pas ensembles. Il est toutefois curieux de noter que lors de l'essai du 31-08-89 on observe 80% de plus de MES non-décantables à l'effluent qu'à l'affluent. Pour cet essai, les analyses de MES décantables et non-décantables ont été effectuées sur tous les échantillons pendant toute la durée de l'essai. Ce phénomène anormal demeure inexpliqué.

MODÉLISATION

Les deux facteurs importants à considérer dans le cadre de la modélisation de la performance d'un décanteur sont l'hydraulique des bassins et les caractéristiques de décantation des matières en suspension. Il est important de rappeler que la prédiction du modèle doit refléter l'allure générale de la distribution de la concentration en MES observée à l'effluent.

Comportement hydraulique

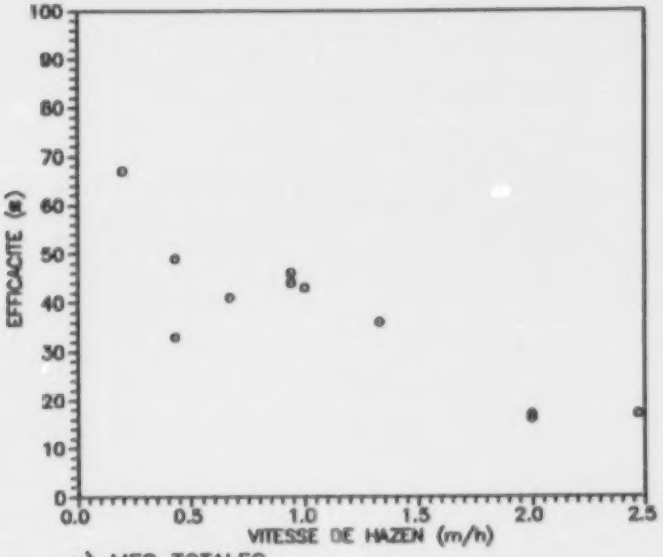
La première étape de l'évaluation du modèle présenté précédemment a consisté à établir le comportement hydraulique du décanteur lamellaire pilote grâce aux résultats des essais au traceur. Il s'agissait donc d'adapter le modèle de façon à ce qu'il soit en mesure de simuler la distribution temporelle observée à l'affluent de la concentration du traceur; la substance traçante étant une substance soluble n'ayant aucune capacité de décantation ou de dégradation durant sa course au sein du décanteur.

TABLEAU 4 SOMMAIRE DES RÉSULTATS DES ESSAIS DE PERFORMANCE

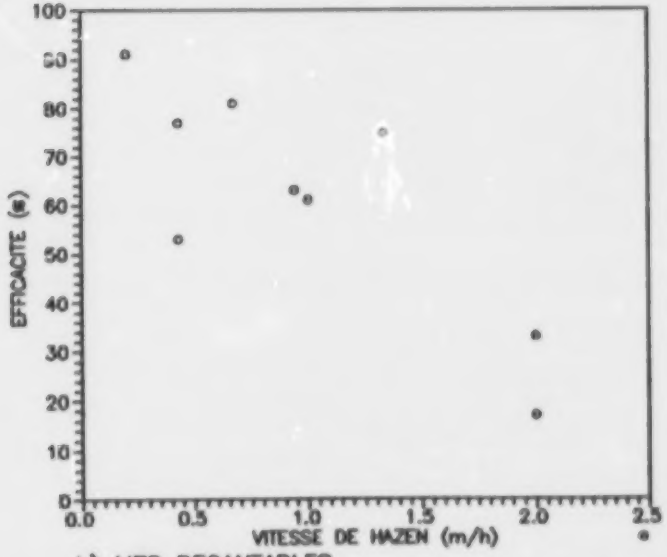
DATE	Q m^3/h	D[1] h	MES AFFLUENT mg/l			MES EFFLUENT mg/l		
			TOT	DEC	N-DEC	TOT	DEC	N-DEC
29-05-90	3	11	145 (11)[2]	102 (11)	43 (11)	48 (11)[2]	9 (11)	39 (11)
31-08-89	6.5	10	93 (20)	77 (20)	15 (20)	62 (20)	36 (19)	27 (19)
14-06-90	6.5	10	109 (21)	90 (6)	44 (6)	56 (21)	21 (5)	40 (5)
07-06-90	10	10	140 (21)	93 (6)	55 (6)	82 (21)	18 (5)	54 (5)
30-08-89	14	6	122 (30)	80 (30)	42 (30)	66 (30)	30 (30)	36 (30)
09-10-89 au 13-10-89	14	94	108 (90)			60 (88)		
18-12-89 au 20-12-89	15	49	117 (49)	74 (49)	42 (49)	67 (49)	29 (49)	38 (49)
12-06-90	20	10	140 (31)	100 (6)	53 (6)	90 (30)	25 (5)	50 (5)
19-06-90	30	8	148 (35)	89 (6)	79 (6)	123 (17)	60 (5)	76 (5)
17-12-89 au 18-12-89	30	24	97 (24)	64 (24)	33 (24)	81 (24)	53 (24)	28 (24)
21-06-90	37	8	223 (34)	95 (5)	51 (5)	185 (18)	103 (5)	63 (5)
11-07-90	VTS	10	116 (21)	66 (11)	45 (11)	75 (21)	28 (11)	44 (11)
23-08-90	VTP	10	114 (31)	61 (11)	46 (11)	75 (31)	29 (11)	42 (11)

1 D : durée de l'échantillonnage

2 ( ): nombre d'échantillons (entre parenthèses)



a) MES TOTALES



b) MES DECANTABLES

Fig. 5 : RELATION ENTRE L'EFFICACITE ET LA VITESSE DE HAZEN

TABLEAU 5 EFFICACITÉ DU DÉCANTEUR PILOTE

VITESSE HAZEN m/h	EFFICACITÉ ENLEVEMENT MES %		
	TOTALES	DECAN	N-DECAN
0.20	67	91	9
0.43	33	53	-80
0.43	49	77*	9*
0.67	41	81*	2*
0.94	46	63	14
0.94	44		
1.00	43	61	10
1.33	36	75*	6*
2.00	17	33*	4*
2.00	16	17	15
2.47	17	-8*	-24*

* L'analyse des MES décantables et non-décantables n'a pas été effectuée sur la totalité des échantillons de cet essai.

Le modèle simule le régime hydraulique du décanteur au moyen de réacteurs complètement mélangés (RCM) placés en série. Un seul réacteur simule un écoulement complètement mélangé, et au fur et à mesure que l'on ajoute d'autres réacteurs en série l'écoulement simulé tend vers un écoulement en piston. L'écoulement au sein des décanteurs s'apparente généralement davantage à un écoulement de type en piston qu'à un écoulement de type complètement mélangé. Il est bon de rappeler que Lessard et Beck (1988) avaient représenté le comportement hydraulique d'un décanteur conventionnel à l'aide d'une série de 5 RCM.

Lors des essais au traceur, la rhodamine a été injectée à la surface du réservoir d'entrée. Étant donné l'importance du volume de ce réservoir par rapport au volume du décanteur lui-même et afin de respecter au maximum les conditions réelles, il a été nécessaire de considérer le réservoir dans la représentation hydraulique. Le réservoir d'entrée de l'eau brute a été considéré dans l'adaptation du modèle comme un seul réacteur complètement mélangé (RCM) étant donné que l'arrivée des eaux brutes y provoque un fort mélange.

Après plusieurs essais nous avons déterminé que c'est pour un volume utile de décantation de 5.95 m^3 et un nombre de RCM égal à 8 que le modèle a le mieux décrit les conditions observées expérimentalement. On retrouve à la Figure 6 les courbes simulées à l'aide du modèle pour deux débits considérés. L'écoulement est simulé adéquatement par le même volume utile et le même nombre de réacteurs complètement mélangés sur toute la gamme de débits, soit de 6.5 m^3/h (débit minimum) à 39 m^3/h (débit maximum).

Comportement des matières en suspension

Tel que montré par les équations 1 et 2, les paramètres du modèle à déterminer sont la fraction décantable (a_1), le coefficient d'affouillement (a_2), et la vitesse de sédimentation (a_3). Lessard et Beck (1988) choisissent la valeur à accorder au paramètre a_1 (% MeS décantables) selon la constituante prédominante de l'affluent. Dans le cadre de cette recherche, la majorité de nos essais ont été effectués sous des conditions météorologiques de temps sec. Nous n'effectuerons donc au départ aucune distinction entre les conditions météorologiques de temps sec et de temps de pluie. Dans un premier temps, nous attribuerons donc au paramètre du pourcentage de MES décantables (a_1) une valeur unique pour laquelle nous vérifierons si la réponse du modèle est adéquate sur l'ensemble des essais; une valeur de 0.65 a été évaluée à partir des résultats d'analyses et sera donc attribuée au paramètre a_1.

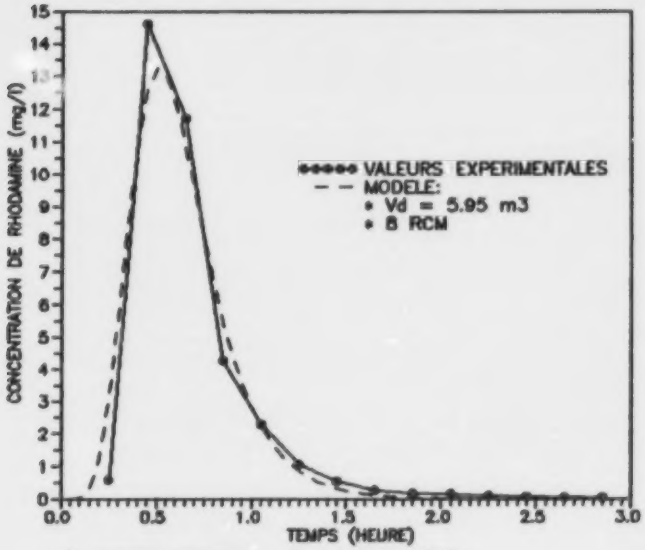
Lessard et Beck (1988) ont assigné une valeur nulle au coefficient d'affouillement (a_2 = 0). En effet, plusieurs auteurs ont démontré que les effets sur la performance dûs à l'affouillement sont négligeables pour des charges superficielles normales, c'est-à-dire jusqu'à 60 $m^3/m^2.d$ ce qui équivaut à une vitesse de Hazen de 2.5 m/h (Abdel-Gawad et McCorquodal, 1985; Alarie et al., 1980). Nous accorderons aussi une valeur nulle à ce paramètre. Par contre, ce coefficient est néanmoins important lorsqu'on désire simuler la concentration à l'intérieur du décanteur comme l'ont fait Schamber et Larock (1983).

Larock et al. (1983) ont suggéré des valeurs de vitesse de sédimentation (paramètre a_3) variant entre 0.1 m/h et 10.8 m/h, où la valeur de 1.5 m/h est fréquemment rencontrée. La valeur de vitesse de sédimentation à adopter est celle pour laquelle la prévision du modèle est la meilleure sur l'ensemble des résultats. Cette valeur doit cependant être comprise dans la gamme de valeurs rencontrées dans la littérature, sinon le paramètre perdra son sens premier. Par exemple, si ce paramètre doit être fixé à 0.001 ou 100 pour obtenir la meilleure prévision du modèle, ce paramètre ne peut conserver la prétention de représenter la vitesse de sédimentation, et le modèle devient en quelque sorte un modèle de type "boîte noire" (e.g. Crowther et al., 1977). Nous avons opté pour une valeur du paramètre a_3, la vitesse de sédimentation, de 1 m/h, tel que suggéré par Lessard et Beck (1988).

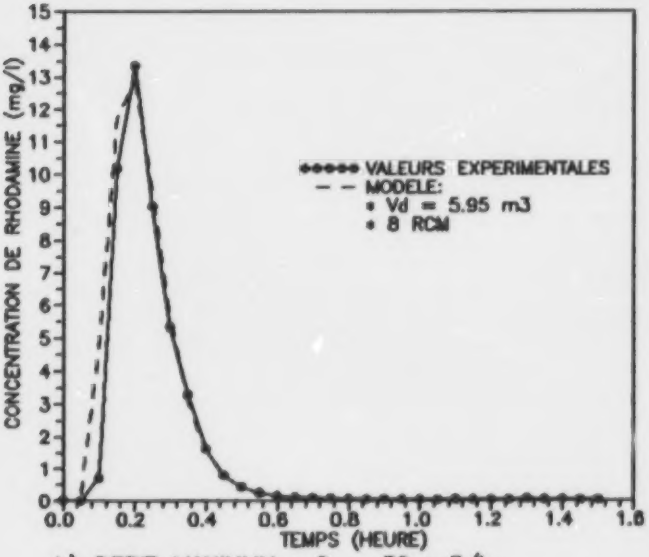
Pour chaque essai, l'effluent observé a été comparé à l'effluent simulé par le modèle utilisant les paramètres suivant: a_1 = 0.65, a_2 = 0 et a_3 = 1 m/h. Compte tenu des erreurs possibles, soit de la précision analytique, l'échantillonnage et l'hétérogénéité des eaux brutes, une erreur relative moyenne inférieure à 20% pourrait aisément être qualifiée d'acceptable.

a) Essais à débit fixe

Pour l'ensemble de ces essais, l'erreur moyenne absolue est de 14 mg/l tandis que l'erreur relative moyenne est de 20 %, ce qui est très acceptable compte tenu des erreurs dues à l'échantillonnage et aux analyses de laboratoire. Le Tableau 6 indique l'erreur moyenne de



a) DEBIT MOYEN : Q = 14 m3/h



b) DEBIT MAXIMUM : Q = 39 m3/h

Fig. 6 : MODELISATION DU COMPORTEMENT HYDRAULIQUE

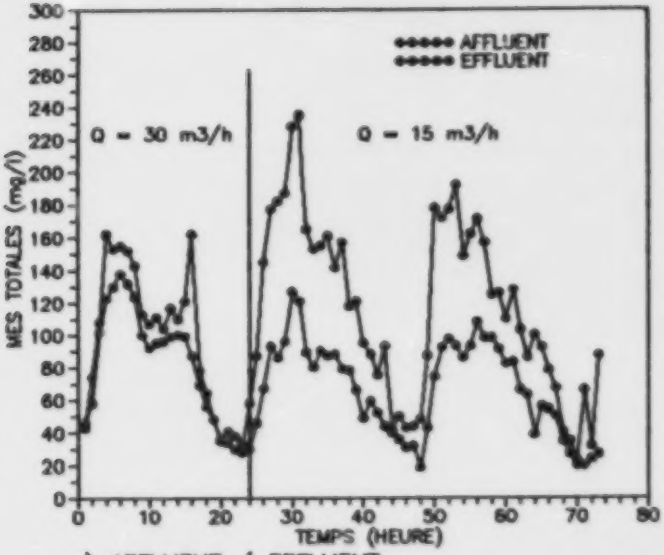
chacune des prévisions du modèle pour les essais à débit fixe.

Un exemple de simulation est donné pour l'essai du 17/12/89, lequel a duré 3 jours consécutifs, soit 1 journée à un débit de 30 m^3/h et deux au débit moyen de 14 m^3/h (Figure 7). Pour cet exemple, le modèle offre une excellente prévision durant la journée ainsi que durant les périodes de faibles concentrations caractéristiques de la nuit. Les valeurs simulées sont en phase avec les valeurs observées, c'est-à-dire que le modèle prédit les augmentations et les diminutions importantes de concentration au même moment qu'elles se sont produites. L'excellente performance du modèle quant à la phase entre les valeurs simulées et les valeurs observées a également été notée lors des autres essais et démontre que le comportement hydraulique a été adéquatement représenté au sein du modèle.

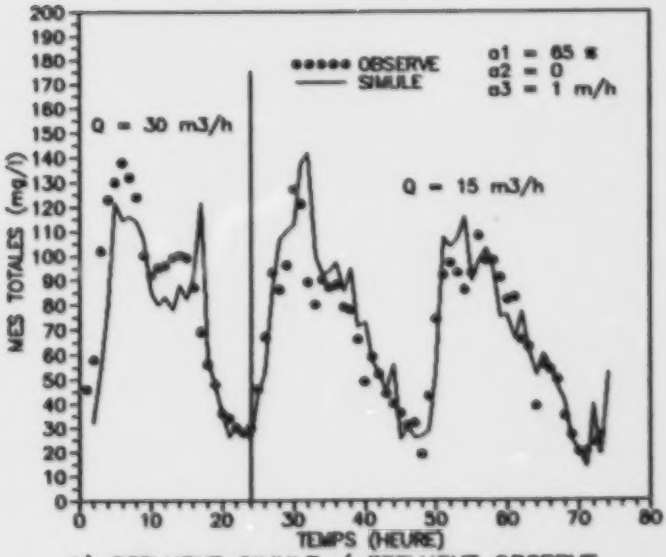
En conclusion, lorsque le décanteur est opéré à débit fixe la prévision du modèle est adéquate, autant au niveau de la phase entre les valeurs simulées et observées qu'au niveau de l'erreur sur les concentrations. Le choix des paramètres est donc par le fait même aussi adéquat. La prévision semble, par contre, moins précise à faible débit. Étant donné qu'il y a moins d'intérêt à faire appel au modèle pour de telles conditions de débit, nous ne sommes pas incité, pour l'instant, à pousser l'analyse de ce problème plus loin.

TABLEAU 6 ERREURS MOYENNES ABSOLUES ET RELATIVES ESSAIS A DÉBITS FIXES

DATE	DÉBIT	DURÉE	ERREUR MOYENNE	
	(m^3/h)	(h)	ABSOLUE (mg/l)	RELATIVE (%)
29-05-90	3	11	12	25
31-08-89	6.5	10	22	33
14-06-90	6.5	10	14	25
07-06-90	10	10	15	17
30-08-89	14	6	12	21
09-10-89 au 13-10-89	14	94	10	23
12-06-90	20	10	11	15
19-06-90	30	8	17	13
21-06-90	37	8	17	10
17-12-89 au 20-12-89	30 15	24 49	15 10	17 17



a) AFFLUENT / EFFLUENT



b) EFFLUENT SIMULE / EFFLUENT OBSERVE

Fig. 7 : ESSAI DU 17-12-89 AU 20-12-89 A Q = 30 m3/h ET Q = 15 m3/

b) Essais à débit variable

Rappelons ici que la séquence de débit des essais à débit variable a été établie à partir des hydrogrammes anticipés à la station d'épuration du secteur EST. Lors des essais du 11-07-90 et du 23-08-90 l'échantillonnage a été effectué pendant la période de temps où les fluctuations des débits étaient les plus importantes.

Pour les essais à débit variable, les Figures 8 et 9 présentent la courbe des MES totales observées à l'effluent et la courbe simulée par le modèle. Pour ces deux essais, l'erreur moyenne absolue est de 9 mg/l tandis que l'erreur relative moyenne et de 12 %, la prédiction du modèle s'avère dans ces cas très bonne. Il est intéressant de noter que les paramètres choisis initialement sont toujours valables et qu'ils aident à obtenir une simulation tout à fait adéquate pour les cas où le débit varie.

c) Analyse de sensibilité des paramètres

Les analyses de sensibilité constituent un aspect important de la modélisation. Celles-ci consistent principalement à observer l'effet du changement des valeurs des paramètres sur les résultats de simulation du modèle. De telles analyses impliquent donc de faire varier la valeur des paramètres et d'observer à quel degré la réponse du modèle est modifiée. Plusieurs essais ont été effectués, de façon informelle en cours de recherche, pour vérifier la sensibilité des différents paramètres.

De tous les essais faits sur le modèle avec différentes valeurs des paramètres, il a été observé que la sensibilité du pourcentage de MES décantables est plus grande que celle de la vitesse de sédimentation, et l'écart entre la sensibilité de ces deux paramètres s'accroît avec l'augmentation de débit. Le pourcentage de MES décantables est donc un paramètre qui nécessite une plus grande précision et plus de soin dans sa mesure avant son implantation dans le modèle. Dans l'optique où l'on cherche à améliorer la précision du modèle, c'est ce le choix de ce paramètre qui devrait d'abord être réévalué.

CONCLUSION

Les usines de traitement des eaux usées ne doivent plus être opérées de façon à atteindre uniquement les exigences moyennes quotidiennes et mensuelles édictées par les gouvernements, mais plutôt de façon à en optimiser, en tout temps, la performance. Lorsque l'on cherche à obtenir le rendement optimal des ouvrages d'assainissement, le développement de modèles dynamiques de simulation s'avère un outil intéressant, et non nécessairement complexe, permettant l'élaboration de stratégies de contrôle adapté à la problématique de l'usine.

Le but de la présente recherche était de développer un modèle dynamique de simulation de la performance d'un procédé de décantation primaire; en l'occurrence d'une unité de décantation lamellaire pilote similaire aux installations prévues dans les stations d'épuration de la CUQ. Le modèle devrait par la suite être couplé à des modèles de simulation des autres composantes du système d'assainissement (réseaux d'égouts et biofiltration) pour permettre l'élaboration de stratégies de contrôle des usines de la CUQ.

L'élaboration du modèle a été faite en deux étapes. Premièrement, un modèle théorique a été sélectionné à partir de la littérature; notre choix s'est arrêté sur le modèle de Lessard et Beck (1988). Deuxièmement, ce modèle a été adapté et évalué, tant au niveau hydraulique qu'au

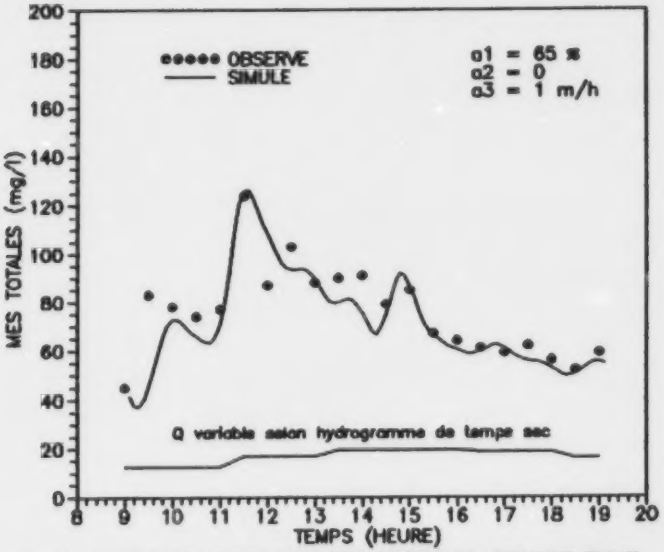


Fig. 8 : COMPARAISON ENTRE L'EFFLUENT OBSERVE ET L'EFFLUENT SIMULE
ESSAI DU 11-07-90 A DEBIT VARIABLE

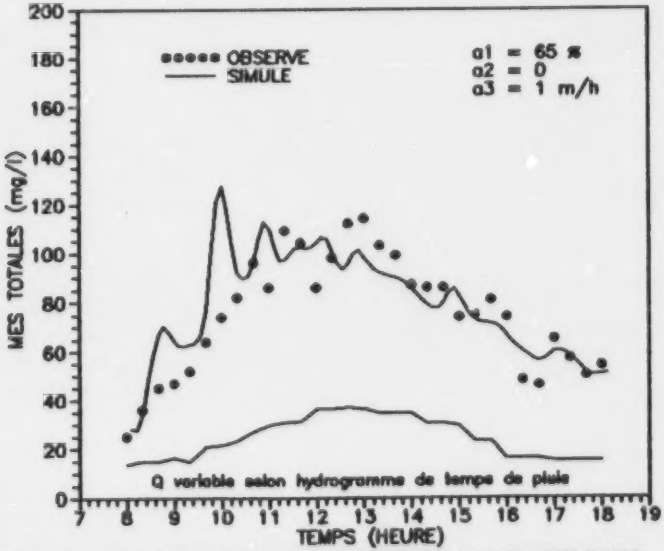


Fig. 9 : COMPARAISON ENTRE L'EFFLUENT OBSERVE ET L'EFFLUENT SIMULE
ESSAI DU 23-08-89 A DEBIT VARIABLE

niveau de la performance, à l'aide de données récoltées sur le terrain. Confronté à ces données expérimentales, le modèle de Lessard et Beck (1988) a représenté de façon adéquate la dynamique du procédé. Les courbes simulées avec les paramètres fixes choisis ont décrit relativement bien le comportement observé, tant au niveau de l'allure générale de la distribution des concentrations en MES observées à l'effluent qu'au niveau de la phase avec celle-ci. Les paramètres fixes choisis se sont montrés valables autant pour les essais à débit fixe que pour ceux à débit variable. L'erreur moyenne de l'ensemble des simulations du modèle a été généralement inférieure à 20%. Ce degré d'erreur est très acceptable compte tenu des erreurs d'échantillonnage et de l'hétérogénéité des eaux brutes.

Dans l'ensemble, la prévision du modèle est très satisfaisante et les résultats obtenus constituent un pas encourageant pour le développement et surtout l'utilisation de modèles dynamiques. Le fait que le modèle ait été confronté à un grand nombre de données récoltées sur le terrain augmente d'autant plus sa crédibilité.

REMERCIEMENTS

Nous tenons à remercier sincèrement M. Serge Lapointe de la CUQ ainsi que Mme Carole Parent et M. Pierre Lavallée des Consultants BPR pour leur précieuse collaboration. Cette étude a été financée en partie grâce à une subvention du CRSNG. Finalement, un des auteurs (D.M.) tient également à remercier le fonds FCAR pour une l'obtention d'une bourse pour études graduées.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

Abdel-Gawad, S.M. et J.A. McCorquodale (1985). Simulation of particle concentration distribution in primary clarifiers. Can. J. Civ. Eng., 12, 454-463.

Alarie, R.L., E.A. McBean et G.L. Farquahr (1980). Simulation modeling of primary clarifiers. J. Environ. Eng. Div. Proc. Am. Soc. Civ. Eng., 106(EE2), 293-309.

APHA, AWWA, WPCF (1989). Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. APHA Washington DC, 17th ed.

Crowther, J.M., J.F. Dalrymple, P. Coackley et I.M. Hamilton (1977). The use of times séries models in the control of wastewater treatment plants, Prog. Water Technol., 9 (5/6), 579-586.

Larock, B.E., W.K. Chun et D.R. Schamber (1983). Computation of sedimentation basin behavior. Water Res., 17 (8), 861-867.

Lessard, P. et Beck, M.B., (1991), "Dynamic modeling of wastewater treatment processes: its current status", Environ. Sci. Technol., vol. 25 (1), 30-39.

Lessard, P. et Beck, M.B., (1990), "Operational water quality management: control of storm sewage at a wastewater treatment plant", Res. J. Wat. Pollut. Control Fed., vol. 62, sept/oct, 810-819.

Lessard, P. et B. Beck (1988). Dynamic Modeling of Primary Sedimentation. J. Environ. Eng., 114 (4), 753-769.

Schamber, D.R. et B.E. Larock (1983). Particle concentration predictions in settling basins. J. Environ. Eng. Div. Proc. Am. Soc. Civ. Eng., 109 (EE3), 753-862.

Thirumurthi, D. (1969). A break-through in the tracer studies of sedimentation tank. J. Water Pollut. Control Fed., 41, R405.

Yao, Kuan M. (1970). Theoretical Study of High-Rate Sedimentation. J. Water Pollut. Control Fed., 42, 218-228.

Yao, Kuan M. (1973). Design of High-Rate Settlers. Environ. Eng. Div. Proc. Am. Civ. Soc. Eng., 99 (EE5), 621-637.

DONNÉES SUR LA PERFORMANCE DE CERTAINS OUVRAGES D'ASSAINISSEMENT DU PAEQ POUR L'ANNÉE 1990

par
Josée Dartois, M. Sc. Eau
Ministère de l'Environnement
3900, rue Marly
Sainte-Foy (Québec)
G1X 4E4

1. Données générales sur les ouvrages d'assainissement du PAEQ

1.1 Nombre d'ouvrages et capacité de traitement

En date du 1er janvier 1990, 213 ouvrages municipaux d'assainissement des eaux ayant fait l'objet de subventions dans le cadre du programme d'assainissement des eaux du Québec (PAEQ) étaient installés.

Dans le présent texte, le terme "ouvrage d'assainissement" est défini comme un ensemble d'équipements assurant l'acheminement des eaux usées vers un système de traitement ainsi que ce système de traitement. Les ouvrages d'assainissement sont dénombrés sur la base des systèmes de traitement et comprennent pour chaque cas, la station d'épuration ainsi que le réseau de collecte et d'interception (incluant postes de pompage, régulateurs de débit, ouvrages de surverses) qui véhicule vers ce système de traitement les eaux usées générées par un territoire donné.

Un ouvrage d'assainissement est considéré en opération lorsque la mise en eau de la station d'épuration a été effectuée. Cette étape correspond à une date administrative appelée "réception provisoire du traitement".

Les 213 ouvrages municipaux d'assainissement des eaux comprennent d'une part les ouvrages de la CUM (versant nord) qui à eux seuls représentent environ la moitié de la capacité de traitement et d'autre part 212 ouvrages desservant 254 municipalités différentes. Pour ces 212 ouvrages, la capacité de traitement exprimée en débit et en charge organique s'élevait respectivement à 932,435 m^3/d et 103,815 Kg/d DBO_5. Le nombre total de points de rejets à l'environnement autres que les émissaires de stations d'épuration (c'est-à-dire reliés à des ouvrages de surverse) était évalué à environ un millier.

En comptant la CUM (versant nord), le nombre de stations d'épuration atteignait 213 et la capacité de traitement s'établissait à 1 892 435 m^3/d en débit et 173 815 Kg/d DBO_5. La station d'épuration de la CUM (versant nord) est considérée à part compte tenu de son importance relative par rapport aux autres ouvrages.

La mise en opération d'un nombre important de stations d'épuration est un phénomène récent découlant des subventions du PAEQ. Les premiers ouvrages furent mis en opération en 1980 et l'on constate que 84% des ouvrages en opération au 1er janvier 1990 avaient cinq (5) ans ou moins.

Durant l'année 1990, 26 ouvrages d'assainissement supplémentaires ont été mis en opération portant le nombre total d'ouvrages en opération au 1er janvier 1991 à 239, ce qui représentait une capacité de traitement de 2 029 165 m^3/d et 191 300 Kg/d DBO_5. Cette capacité permettait de desservir près de 40% de la population susceptible d'être raccordée à une station d'épuration.

Au cours de 1991, plusieurs ouvrages additionnels ont été mis en opération, notamment de grosses stations d'épuration comme celles de Sherbrooke et Lévis.

1.2 Les procédés de traitement

Différents procédés de traitement ont été installés dépendamment de la taille de la municipalité, du type d'eaux à traiter, des contraintes physiques de localisation etc. Les procédés de traitement que l'on retrouve dans les stations en opération en 1990 sont:

- le traitement par boues activées comprenant des procédés de type conventionnels, aération prolongée, fossés d'oxydation, ou à réacteurs biologiques séquentiels;
- le traitement par disques biologiques ou équivalents;
- le traitement par étangs aérés;
- le traitement physico-chimique;
- le traitement par étangs non aérés;
- le traitement par fosses septiques communautaires et champs d'infiltration; un cas de fosse Imhoff a été aussi inclus dans cette catégorie.

Le tableau 1 montre la répartition de ces différents procédés, en fonction du nombre et de la capacité de traitement. On constate en particulier sur les 212 ouvrages d'assainissement (CUM exclue) que:

- les étangs aérés représentent 64% des ouvrages et traitent 39% du débit (la taille moyenne de ces stations est de $\simeq$ 2 700 m^3/d);
- les boues activées représentent 16% des ouvrages et traitent 57% du débit (la taille moyenne de ces stations est de $\simeq$ 16 000 m^3/d);
- les autres procédés représentent 20% des ouvrages mais traitent seulement 4% du débit (la taille moyenne des stations de type disques biologiques est de $\simeq$ 500 m^3/d et celle des fosses septiques est de $\simeq$ 85 m^3/d).

Dans plusieurs cas, les procédés énumérés précédemment sont complétés par des étapes de traitement plus poussé. Couramment on retrouve des équipements pour assurer la déphosphatation chimique (par addition d'alun ou de chlorure ferrique) et dans certains cas, des unités de filtration ou de désinfection (ultra-violets, chloration). De plus, tous les procédés de type étangs aérés ou non aérés sont considérés comme assurant une désinfection naturelle. Ainsi:

- 53% des ouvrages sont équipés de système de déphosphatation correspondant à une capacité de traitement égale à 65% en débit;
- 71% des ouvrages sont en mesure d'assurer une désinfection, correspondant à 46% de la capacité de traitement.

Dans le cas de la CUM (versant nord), le procédé de traitement est de type physico-chimique et assure entre autres une déphosphatation.

1.3 La taille des ouvrages de traitement

Le tableau 2 montre la répartition des ouvrages d'assainissement selon différentes gammes de capacité de traitement. On remarque sur les 212 ouvrages (CUM exclue) que:

- 20% du débit est traité par des ouvrages de capacité inférieure à 5 000 m^3/d et ceux-ci représentent 81% des ouvrages en terme de nombre;
- 80% du débit est traité par des ouvrages de capacité supérieure à 5 000 m^3/d qui représentent seulement 19% du nombre des ouvrages;

TABLEAU 1 - Ouvrages d'assainissement en opération au 1er janvier 1990
Répartition selon le procédé de traitement

TYPE DE TRAITEMENT	NOMBRE					CAPACITÉ (1000 m³/d)					CAPACITÉ (Kg DBO₅/d) TOTAL
	TOTAL	Avec déphosphatation	Avec désinfection		Avec filtration 3ème	TOTAL	Avec déphosphatation	Avec désinfection		Avec filtration 3ème	
			U.V.	Autre				U.V.	Autre		
Boues activées (BA)	33	24	4	3	4	530.6	389.3	41.3	19.1	58.9	59046
Biodisques (BD)	14	6	1	0	0	6.8	3.2	0.8	0	0.0	716
Étangs aérés (EA)	135	82	0	135*	0	366.6	195.1	0.0	366.6*	0.0	41877
Étangs non aérés(ENA)	7	0	0	7*	0	4.0	0.0	0.0	4.0*	0.0	249
Fosses septiques(FS)**	22	0	0	0	0	2.9	0.0	0.0	0.0	0.0	289
Physico-chimique(PC)	1	1	0	0	0	21.3	21.3	0.0	0.0	0.0	1638
TOTAL EXCLUANT CUM	212	113	150*		4	932.4	608.9	431.8*		58.9	103815
CUM (NORD) (PC)	1	1	0		0	960.0	960.0	0.0		0.0	70000
TOTAL AVEC CUM	213	114	150*		4	1892.4	1568.9	431.8*		58.9	173815

* Les procédés de type Étangs Aérés (EA) et Étangs Non Aérés (ENA) sont considérés comme assurant une désinfection naturelle.

** Inclut une fosse Imhoff

TABLEAU 2 - Ouvrages d'assainissement en opération au 1er janvier 1990
Répartition selon la taille

TYPE DE TRAITEMENT	NOMBRE						CAPACITÉ (1000 m³/d)					
	TOTAL	CATÉGORIE					TOTAL	CATÉGORIE				
		1	2	3	4	5		1	2	3	4	5
Boues activées (BA)	33	4	10	13	5	1	530 8	2 1	20 5	153 3	218 6	136 3
Biodisques (BD)	14	10	4	0	0	0	6 8	3 1	3 7	0 0	0 0	0 0
Étangs aérés (EA)	135	45	70	19	1	0	366 6	18 5	132 5	183 1	32 5	0 0
Étangs non aérés (ENA)	7	6	1	0	0	0	4 0	1 3	2 7	0 0	0 0	0 0
Fosses septiques (FS)**	22	21	1	0	0	0	2 9	1 8	1 1	0 0	0 0	0 0
Physico chimique (PC)	1	0	0	1	0	0	21 3	0 0	0 0	21 3	0 0	0 0
TOTAL EXCLUANT CUM	212	86	86	33	6	1	932 4 (103 8)*	26 8 (3 6)*	160 5 (17 6)*	357 7 (39 3)*	251 1 (25 7)*	136 3 (17 6)*
CUM (NORD) (PC)	1	0	0	0	0	1	960 0 (70 0)*	--	--	--	--	960 0 (70 0)*
TOTAL AVEC CUM	213	86	86	33	6	2	1892 4 (173 8)*	26 8 (3 6)*	160 5 (17 6)*	357 7 (39 3)*	251 1 (25 7)*	1096 3 (87 6)*

NOTE: Catégorie 1: < 750 m³/d
Catégorie 2: 750 - 4,999 m³/d
Catégorie 3: 5000 - 24,999 m³/d
Catégorie 4: 25,000 - 99,999 m³/d
Catégorie 5: > 100,000 m³/d

( )* = charge DBO_5 en 1,000 Kg/d ** Inclut une fosse Imhoff

- les ouvrages de capacité inférieure à 5 000 m^3/d sont majoritairement des étangs aérés et ceux de capacité supérieure à 5 000 m^3/d se répartissent également entre étangs aérés et boues activées/physico-chimique.

2. Performance de certaines stations d'épuration du PAEQ

2.1 Source des données

La majorité des données utilisées pour l'évaluation des stations d'épuration qui sera présentée ci-après provient des données recueillies par les opérateurs de stations d'épuration selon des programmes de mesures et d'analyses spécifiés par le Ministère ainsi que de certaines études de conformité. À la fin de 1987, le Ministère a imposé de façon uniforme des programmes de suivi des ouvrages d'assainissement. L'année 1988 a été consacrée à l'implantation de ces programmes et à la réalisation des ajustements qui en découlaient (installation des débitmètres, d'équipements d'analyses, etc.). En 1989, des efforts ont été mis dans la compilation des données recueillies et dans leur validation et l'on peut considérer que les données acquises en 1990 fournissent un portrait assez représentatif du fonctionnement des stations d'épuration.

L'évaluation présentée est donc basée sur un cycle d'une année. Voici de façon brève les principales caractéristiques des données utilisées:

- **débit de l'affluent de la station d'épuration:** il est mesuré en continu; une lecture quotidienne permet d'établir le volume admis à la station pour chaque 24 heures;
- **débit de l'effluent:** il n'est généralement pas mesuré; on présume par défaut que toutes les eaux admises à l'entrée de la station sont rejetées ce qui est une évaluation conservatrices des charges rejetées;
- **échantillonnage de l'affluent:** il s'agit toujours d'échantillon composé sur 24 heures (en fonction du temps ou du débit selon la capacité de la station d'épuration);
- **échantillonnage de l'effluent:** il s'agit d'échantillon composé sur 24 heures pour les procédés de type boues activées, disques biologiques ou physico-chimiques, alors que pour les étangs aérés on utilise des échantillons instantanés car la variabilité est faible;
- **analyses:** pour les boues activées de capacité > 5 000 m^3/d, les paramètres courants ont été analysés régulièrement sur place car la station d'épuration est équipée en matériel de laboratoire adéquat. Périodiquement cependant (soit sur une base mensuelle en général), des échantillons ont été analysés par des laboratoires extérieurs accrédités par le Ministère pour l'analyse des eaux usées. Pour les autres types de traitement, les analyses ont été généralement faites par des laboratoires accrédités.

L'analyse des données a été effectuée en utilisant les critères suivants:

- le débit traité en 1990 est défini comme la moyenne des 12 débits mensuels, chaque mois étant une moyenne des 30 ou 31 jours de données;

- les charges traitées en 1990 sont établies d'une des deux façons suivantes:
  a) lorsque l'on possédait peu de données (ex.: 6 ou 9 données journalières/an dans le cas des étangs aérés), seulement les données en temps sec ont été retenues et une moyenne a été établie sur l'ensemble de ces valeurs. Dans certains cas, on a tenu compte pour établir la moyenne, des fluctuations qu'entraîne par exemple la présence d'un usager industriel important;
  b) lorsque l'on possède plusieurs données journalières pour chaque semaine, la moyenne a été faite sans exclure systématiquement de journées.
- les rejets de la station d'épuration en 1990: pour chaque paramètre, les rejets sont établis sur une base mensuelle en terme de charges (Kg/d) à partir du nombre de données disponibles dans le mois. La concentration moyenne mensuelle (mg/l) est ensuite estimée en divisant la charge mensuelle par le débit traité. Les calculs sur des périodes différentes sont effectués selon le même principe. Le rendement épuratoire est toujours établi selon le rapport en pourcentage, des charges éliminées (Kg/d) sur les charges traitées (Kg/d).

Pour l'exercice 1990, la validation des données a constitué une étape importante qui a été menée au meilleur des connaissances actuelles. En effet, le prélèvement et l'analyse d'eaux usées est une opération difficile à cause de leur hétérogénéité et de leur biodégradabilité. De plus, le faible nombre des données disponibles sur les stations d'épuration de petite capacité (5 000 m^3/d et moins) constitue un handicap supplémentaire en terme de représentativité. Il faut donc étudier les concordances entre les divers paramètres, scruter plusieurs journées d'échantillonnage afin d'éliminer certaines données non significatives. Il faut aussi être conscient que l'analyse de la DBO_5 (qui demeure malgré tout un paramètre - clé dans l'évaluation de performance de traitements biologiques) est en réalité un test biologique dont la précision et la fiabilité sont peu élevées.

2.2 Caractéristiques de l'échantillon considéré

L'échantillon considéré pour faire l'analyse de la performance des stations d'épuration est composé de 104 stations d'épuration qui représentent près de la moitié de la capacité de traitement installée en 1990 (CUM exclue). Tel que montré au tableau 3, les caractéristiques de ce sous-ensemble sont sensiblement équivalentes à celles de l'ensemble des 212 stations d'épuration installées en 1990. Il y a lieu de noter également que le certificat de conformité environnementale n'avait pas encore été délivré pour ces dossiers.

2.3 Données globales sur les débits et charges traités en 1990

Sur les 104 stations d'épuration, on détermine que globalement les débits et charges traités en 1990 se comparent de la façon suivante aux valeurs de conception:

- la somme des débits traités en 1990 a représenté 466 000 m^3/d, soit 105% de la capacité de conception établie à 445 500 m^3/d. Il est à noter que l'année 1990 a été une année de forts débits, comparativement à 1989 par exemple;

TABLEAU 3 - CARACTÉRISTIQUE DES STATIONS D'ÉPURATION ÉVALUÉES POUR L'ANNÉE 1990

TYPE	CARATÉRISTIQUES DES 104 STATIONS ANALYSÉES		CARACTÉRISTIQUE DE L'ENSEMBLE	
	NOMBRE	CAPACITÉ (1000 M^3/D)	NOMBRE	CAPACITÉ (1000 M^3/D)
BA	24 (23%)	267,8 (60%)	33 (16%)	530,8 (57%)
BD	7 (7%)	3,8 (<1%)	14 (7%)	6,8 (<1%)
EA	72 (69%)	152,6 (34%)	135 (64%)	366,6 (39%)
ENA	0 (0%)	0 (0%)	7 (3%)	4,0 (<1%)
FS	0 (0%)	0 (0%)	22 (10%)	2,9 (<1%)
PC	1 (1%)	21,3 (5%)	1 (<1%)	21,3 (2%)
TOTAL EXCLUANT CUM	104 (100%)	445,5 (100%)	212 (100%)	932,4 (100%)

- la somme des charges traitées en 1990 et exprimées en DBO_5 a représenté 45 935 Kg/d, soit 90% de la capacité de conception établie à 50 945 Kg/d.

Globalement, ces résultats pour 1990 en accord avec les objectifs du PAEQ (volet municipal) qui consistaient à ce que le gouvernement subventionne les ouvrages municipaux d'assainissement des eaux pour répondre aux besoins actuels au moment de la conception incluant une vérification pour couvrir l'horizon 10 ans (ou 10%).

Si l'on analyse d'une façon plus détaillée la distribution de débits et charges traités par rapport à la conception, on observe que la majorité (> 50%) des stations ont opéré en 1990 dans les limites de débit et de charges prévus à la conception. Ainsi:

- 48% des cas (37% de la capacité) ne dépassent pas le débit de conception;
- 66% des cas (65% de la capacité) ne dépassent pas 110% du débit de conception;
- 72% des cas (54% de la capacité) ne dépassent pas la charge de DBO_5 de conception;
- 82% des cas (81% de la capacité) ne dépassent pas 110% de la charge DBO_5 de conception.

2.4 Précisions sur les débits traités en 1990

Les stations sous chargées:

Dans 14% des cas (4% de la capacité), les stations ont reçu moins de 75% du débit prévu à la conception. Il s'agit surtout de petites municipalités souvent desservies par des réseaux d'égouts récents et pour lesquelles on avait maintenu les critères de conception conventionnels tels que 320 l/p/d.

Les stations surchargées:

Les cas de surcharges hydraulique (définis ici comme > 125% de la valeur de conception) ont représenté en 1990, 18 cas (17%) pour une capacité de traitement de 18 400 m^3/d (4%) ce qui est relativement mineur. On constate qu'il s'agit généralement de petites municipalités dotées d'étangs aérés.

Le degré de dilution des eaux traitées en 1990:

Compte tenu des résultats observés sur les débits, il a paru intéressant de procéder à une analyse du taux de dilution des eaux tel que mesuré en 1990.

Globalement, la concentration moyenne en DBO_5 mesurée en 1990 s'établit pour les 104 stations à 99 mg/l de DBO_5. Les courbes de distribution selon différentes gammes de concentrations sont présentées à la figure 1. On observe notamment que la majorité des stations ont fonctionné avec des eaux dont la concentration variait de 60 à 120 mg/l. Les cas d'eaux très diluées (<60 mg/l) se retrouvent presque seulement sur des procédés de type étangs aérés et concernent une capacité de traitement peu élevée (12% du total des 104 stations).

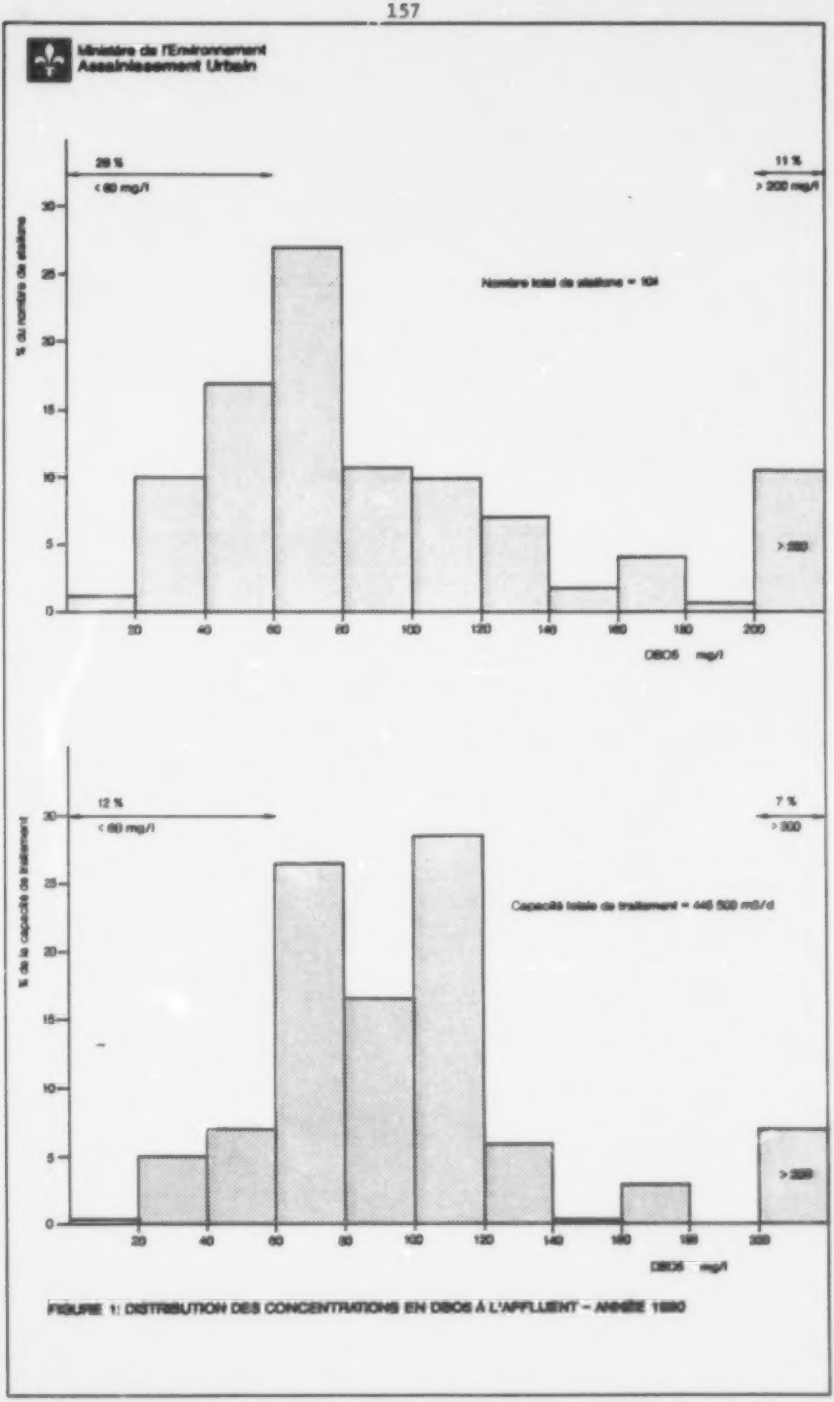


FIGURE 1: DISTRIBUTION DES CONCENTRATIONS EN DBO5 À L'AFFLUENT – ANNÉE 1980

2.5 Précisions sur les charges DBO_5 traitées en 1990

Les stations sous-chargées:

Dans 40% des cas (22% de la capacité), les stations ont reçu moins de 75% de la charge prévue à la conception. Il s'agit souvent de cas pour lesquels un usager majeur (industrie, hôpital) avait été prévu à la conception mais dont l'opération a été différente en 1990. On observe aussi que pour les petites municipalités, les populations réellement raccordées sont souvent plus faibles que prévu et que la charge unitaire de 54 g/p/d est très surévaluée.

Les stations surchargées:

Les cas de surcharge organique (définis ici comme > 125% de la valeur de conception) ont représenté en 1990, 11 cas (11%) pour une capacité de traitement de 34 700 m^3/d (8%). Il s'agit soit de cas de croissance démographique plus élevée que celle prévue initialement, soit des cas avec industries (4 cas sur 5 pour les surcharges supérieures à 150%). Il y a lieu de remarquer que les stations d'épuration faisant du traitement conjoint avec une proportion industrielle importante sont nécessairement soumises à des fortes variations (de charges généralement) résultant des activités de l'industrie et entraînant des problèmes majeurs dans le rendement des ouvrages et dans leur fonctionnement (odeurs, surcharge de la chaîne de boues etc). Dans ces cas, la seule avenue efficace consiste à ce que la municipalité tarifie équitablement son industrie sur la base d'une entente claire établie sur les apports réels de l'industrie, et appuyée par un programme de mesure régulier et continu.

2.6 Enlèvement de la DBO_5 et des MES

Le tableau 4 présente par type de procédé le pourcentage de charges de DBO_5 et MES éliminées en 1990 pour l'ensemble des 104 stations.

Pour la DBO_5, le rendement moyen annuel s'établit à 89% globalement, variant de 63% pour le procédé de type physico-chimique à 92% pour le procédé de type boues activées. Si l'on exclut la station physico-chimique pour laquelle le rendement en DBO_5 n'est pas significatif, le rendement moyen annuel des traitements biologiques atteint 90%. Ce rendement établi pour 1990 est considéré excellent et les étangs aérés ont fourni notamment des rendements très intéressants (87% en moyenne) compte tenu de la rusticité du procédé.

Selon une analyse plus détaillée, si l'on se réfère à la distribution de rendements en DBO_5 obtenus en 1990 sur les 104 stations (figure 2), on constate que:

- toutes les stations d'épuration sauf une ont un rendement annuel supérieur ou égal à 60%;
- 62% en nombre (67% en capacité) ont un rendement supérieur ou égal à 85%);
- 32% en nombre (53% en capacité) ont un rendement supérieur ou égal à 90%.

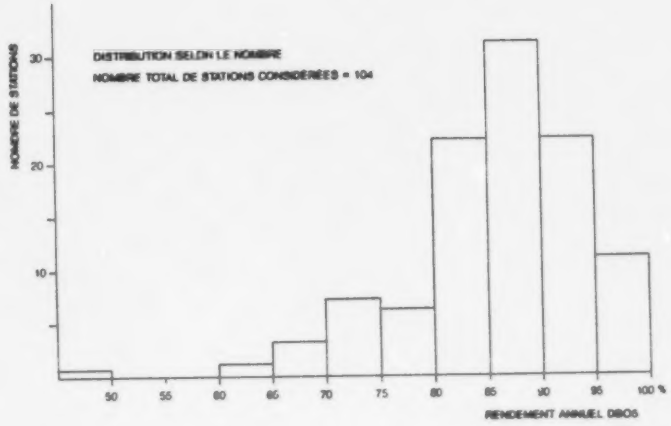
Du point de vue des rejets exprimés en concentration et des rendements respectifs, on trouvera une illustration à la figure 3 pour les boues activées et les étangs aérés.

TABLEAU 4 RENDEMENT MOYEN ANNUEL D'ENLÈVEMENT DE LA DBO_5 ET DES MES - ANNÉE 1990

TYPE	NOMBRE	DÉBIT TRAITÉ 1990 (1000 M^3/D)	DBO_5 (1990)			MES (1990)		
			A (kg/d)	E (kg/d)	R %	A (kg/d)	E (kg/d)	R %
BA	24	286	28 864 [101]*	2 325	92	32 136	2 928	91
BD	7	3	286 [95]*	46	84	288	41	86
EA	72	153	151 100 [98]*	1 897	87	14 861	2 271	85
PC	1	24	1 687 [70]*	624	63	1 557	424	73
Total	104	466	45 937 [99]*	4 892	89	48 842	5 664	88

* Concentration moyenne à l'affluent en mg/l
A = Charges traitées (affluent)
E = Charges rejetées (effluent)
R = Rendement épuratoire

Ministère de l'Environnement
Assainissement Urbain



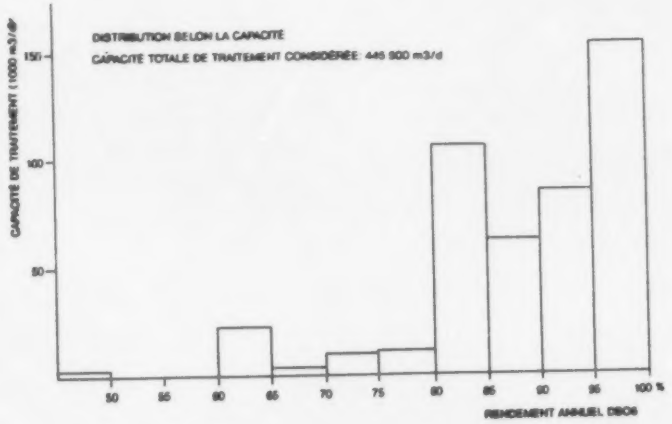
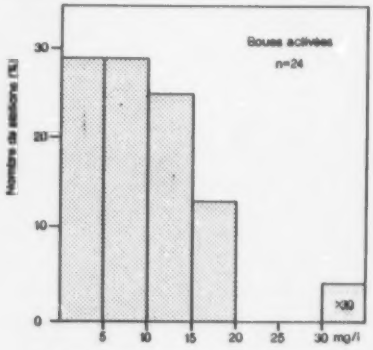


FIGURE 2: DISTRIBUTION DES RENDEMENTS ANNUELS EN DBO5 POUR L'ANNÉE 1990



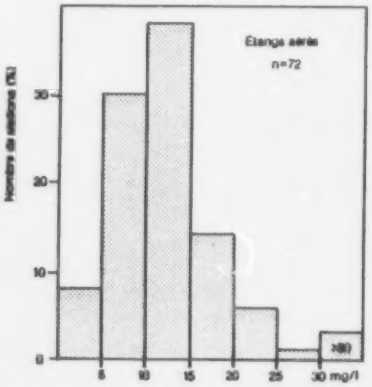
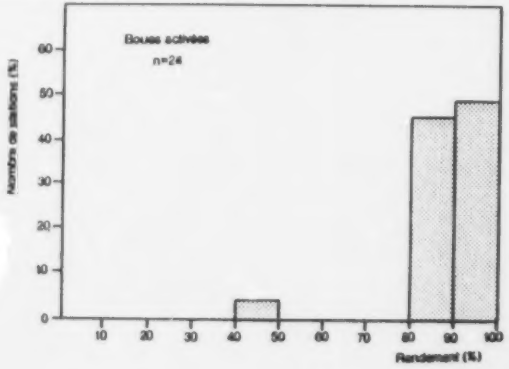


FIGURE 3A: REJETS MOYENS ANNUELS DE DBO5 EN MG/L - ANNÉE 1990



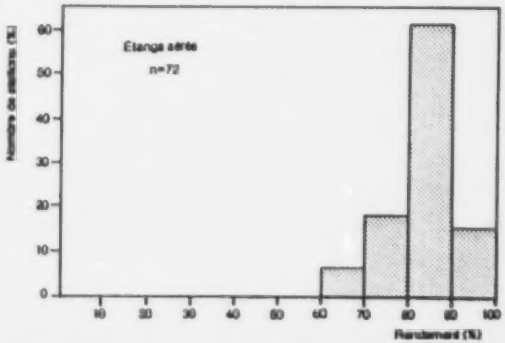


FIGURE 3B: RENDEMENT MOYEN ANNUEL D'ENLÈVEMENT DE LA DBO5 - ANNÉE 1990

Pour les MES, le rendement moyen s'établit à 88% globalement variant de 73% pour le physico-chimique à 91% pour les boues activées. La figure 4 montre les concentrations et rendements pour les boues activées et les étangs aérés.

2.7 Enlèvement de phosphore

Sur les 104 stations considérées, un certain nombre procèdent à une déphosphatation chimique.

Dans le cas des 72 étangs aérés, 46 devaient procéder en 1990 à une déphosphatation selon les exigences du Ministère. Nous avons obtenu des données significatives sur 36 cas pour lesquelles nous avons établi les résultats présentés à la figure 5.

Pour les 24 boues activées, 20 devaient déphosphater sur lesquelles 17 ont produit des données qui sont représentées à la figure 5.

On constate en particulier que les rendements d'élimination du phosphore varient de 60 à 80% pour les boues activées et atteignent 80 à 90% lorsqu'il y a une filtration tertiaire. Pour les étangs aérés, les rendements sont beaucoup plus variables.

2.8 Désinfection

Pour les cas étudiés en 1990, nous ne possédons pas de données suffisantes sur les U.V. pour nous prononcer sur le fonctionnement.

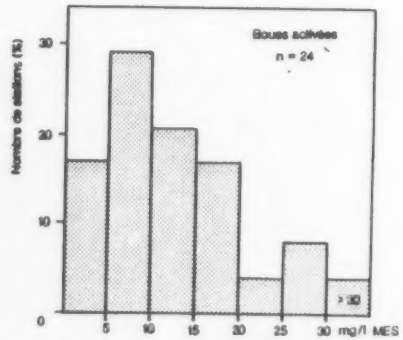
Dans le cas des étangs aérés qui assurent une désinfection naturelle, il y avait, sur les 72 étangs considérés, 48 cas qui devaient procéder à un suivi des coliformes fécaux en 1990. Dans 43 cas, nous avons obtenu des données durant la période estivale, le tout étant illustré à la figure 6.

On observe que le niveau de désinfection est satisfaisant, puisque 90% des cas ont fourni un rejet ayant moins de 5 000 coliformes fécaux/100 ml.

3. Notions de conformité environnementale

Les résultats présentés précédemment concernent la performance de stations d'épuration. Il est important toutefois de souligner que la notion de conformité environnementale est un concept plus large que cela.

En effet l'assainissement des eaux sur un territoire est fonction du degré de traitement réalisé par la station d'épuration mais aussi du degré de collecte de d'interception des eaux usées. Ainsi, si toutes les eaux usées générées en temps sec par un territoire ne sont pas acheminées vers le site de traitement, on doit additionner ces rejets à ceux de la station d'épuration pour établir la totalité des quantités de contaminants rejetés dans l'environnement. À titre d'exemple, si 1% des eaux ne sont pas traitées, une exigence de rejet en coliformes fécaux de 5 000 org/100 ml ce qui est assez peu sévère, ne pourra être respectée, même si le reste des eaux sont désinfectées complètement. Également, si plus de 15% des eaux sont non traitées, les autorisations de rejets en DBO_5, MES ou phosphore se trouvent généralement dépassées. On voit donc que dans une optique de protection de l'environnement et de récupération des usages, il est essentiel de faire porter les efforts sur l'interception adéquate de toutes les eaux usées en temps sec d'abord. À cet effet, le Ministère demande un



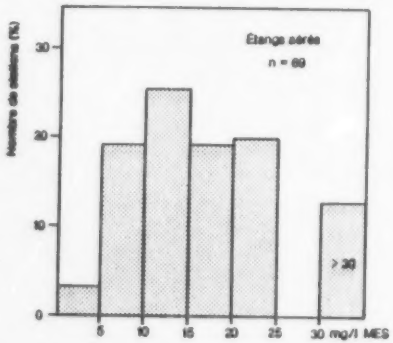
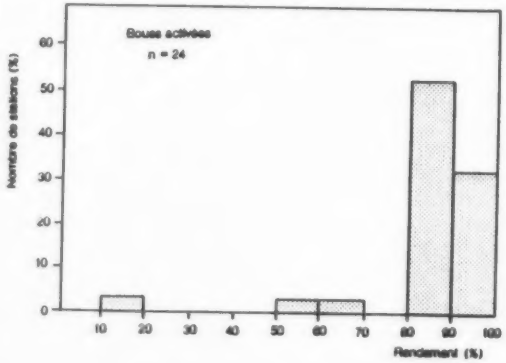


FIGURE 4A: REJETS MOYENS ANNUELS DE MES EN MG/L – ANNÉE 1990



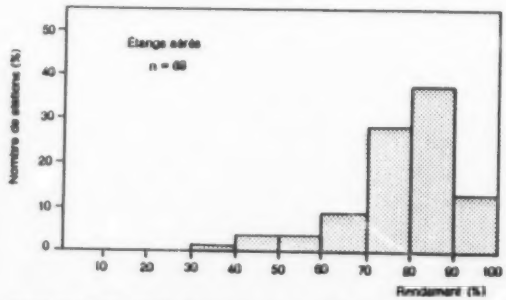
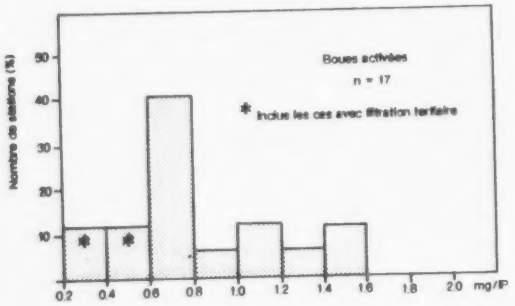
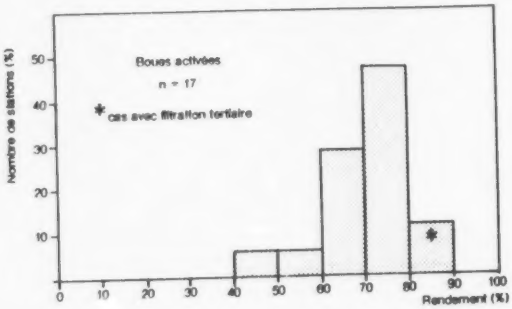
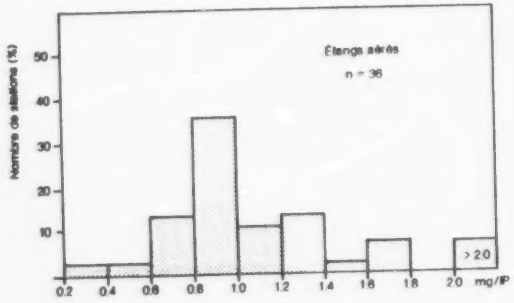


FIGURE 4B: RENDEMENT MOYEN ANNUEL D'ENLÈVEMENT DES MES – ANNÉE 1990







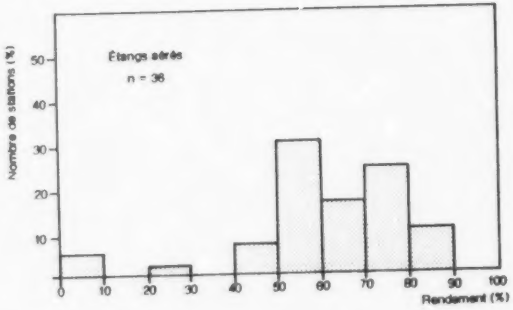


FIGURE 5A: REJETS MOYENS EN MG/L DE PHOSPHORE TOTAL - ANNÉE 1990

FIGURE 5B: RENDEMENT MOYEN D'ENLÈVEMENT DU PHOSPHORE TOTAL - ANNÉE 1990

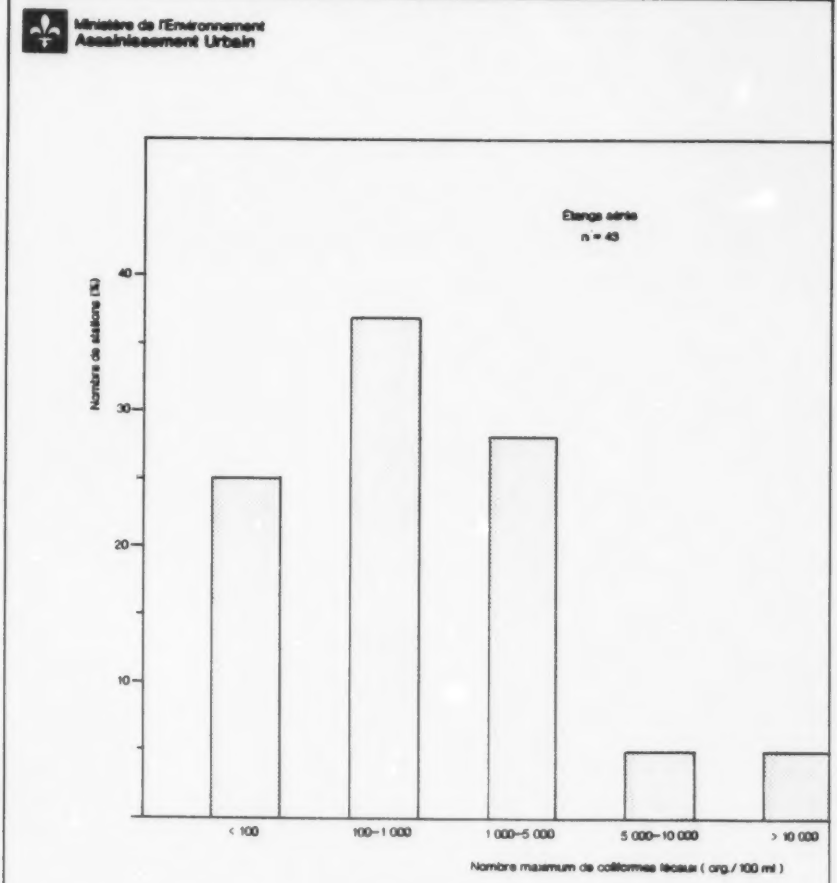


FIGURE 6: RÉSULTATS DE SUIVI DES COLIFORMES FÉCAUX À L'EFFLUENT D'ÉTANGS AÉRÉS (ÉTÉ 1990)

suivi de fonctionnement des ouvrages de surverse au même titre qu'un suivi de rejets de la station d'épuration. On remarque qu'en 1990, le degré d'acheminement en temps sec des eaux usées jusqu'à l'intérieur de la chaîne de traitement a joué un rôle déterminant au niveau de l'atteinte des gains environnementaux anticipés.

4. Conclusions

Une évaluation de la performance de 104 stations d'épuration pour 1990 a permis de faire ressortir les aspects suivants:

- en dépit de quelques cas de surcharge, les stations évaluées ont fonctionné dans les limites prévues à la conception, ce qui est en accord avec les objectifs du PAEQ qui consistaient à ce que le gouvernement subventionne les ouvrages municipaux d'assainissement pour couvrir les besoins actuels lors de la conception, avec une vérification de l'horizon 10 ans. Toutefois des mécanismes rigoureux et efficaces devront être rapidement mis en place pour gérer adéquatement l'ajout de nouveaux usagers, si l'on ne veut pas mettre en péril les acquis du PAEQ;
- les cas de surcharge hydraulique sont retrouvés sur certains étangs aérés, qui sont moins vulnérables. Les cas de surcharge organique majeure sont presque toujours associés à la présence d'une industrie et entraînent le non respect des exigences environnementales. Ceci amène à souligner l'importance qui devra être accordée par les municipalités à un contrôle adéquat de leurs usagers industriels majeurs;
- le rendement annuel d'élimination de la DBO_5 et des MES permet d'affirmer que la performance des traitements biologiques a été excellente en 1990, et que les étangs aérés notamment, ont fourni des rendements très intéressants;
- le degré de désinfection assuré par les étangs aérés peut être considéré très satisfaisant;
- l'élimination du phosphore est variable d'où l'importance de contrôler l'application des produits chimiques.

Par ailleurs, pour atteindre le degré de protection environnementale auquel nous nous attendons, des efforts devront être mis dans l'interception adéquate et complète des eaux usées (en temps sec d'abord).

INFILTRATION-PERCOLATION PAR BASSINS D'INFILTRATION DES EAUX RESIDUAIRES URBAINES

ETAT DE L'ART

par

LESAVRE J., CHERIER G.
Agence de l'Eau SEINE-NORMANDIE (C.R.E.A.T.E.)
5/7/9, bd Louis Seguin - 92700 COLOMBES (FRANCE)

DEFINITION

Les procédés utilisant le sol en place ou rapporté pour assurer l'épuration des eaux résiduaires urbaines peuvent être arbitrairement classés en trois catégories :

- l'assainissement autonome unifamilial : les dispositifs à mettre en oeuvre sont précisément décrits par la réglementation actuellement en vigueur en France (arrêté du 3 mars 1982 circulaire du 18 mai 1984).
- l'épandage souterrain collectif (assainissement septique communautaire, assainissement semi-collectif, assainissement groupé...) qui constitue une extrapolation des techniques précédentes pour les adapter au traitement des effluents des petites collectivités (LESAVRE et al 1988).
- le bassin d'infiltration : il se distingue des deux autres groupes par l'existence d'une surface d'infiltration accessible sur laquelle des actions d'entretien peuvent s'exercer.

Bien que n'ayant pas un caractère universel cette classification axiomatique a pour objectif d'éviter par la suite toute ambiguïté vis-à-vis de la terminologie employée.

PRINCIPE DE FONCTIONNEMENT DU BASSIN D'INFILTRATION

L'infiltration-percolation des eaux résiduaires est la résultante de deux techniques : l'épandage agricole sur sol en place et la recharge de nappe par bassin d'infiltration.

Elle est basée sur le principe d'une filtration biologique aérobie sur milieu granulaire fin (en général du sable) Figure 1.

La faible granulométrie du matériau support permet de développer une surface volumique considérable qui sera colonisée par un film bactérien épurateur. Le réacteur ainsi constitué permet, à travers cette grande surface d'échange, un contact intime entre l'effluent, l'oxygène et la biomasse.

Pratiquement, l'effluent à traiter est amené sur la plage d'infiltration où il abandonne la quasi-totalité des MES qu'il contient (FILTRATION). L'effluent ainsi débarrassé de sa pollution particulaire est soumis, au cours de la percolation dans le sable, au processus de biodégradation aérobie par bactérie fixée (EPURATION). Ensuite, le rejet s'effectue suivant le cas dans le sous-sol ou en rivière. Dans ce dernier cas, un drainage est alors nécessaire.

A ce stade, on peut considérer qu'un bassin d'infiltration

fonctionne comme un lit bactérien à ruissellement. Cependant, la faible granulométrie du support impose une gestion permettant :

1/ de satisfaire aux besoins en oxygène la biomasse épuratrice
2/ d'éviter tout colmatage à coeur du système
3/ de minimiser le colmatage sur la plage d'infiltration.

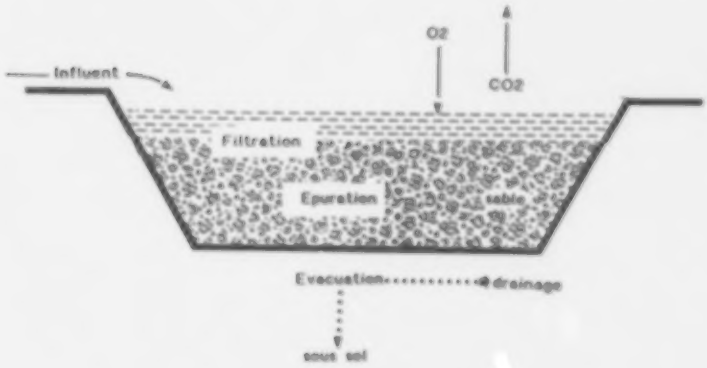


FIGURE 1 : PRINCIPE DE FONCTIONNEMENT DU BASSIN D'INFILTRATION

DOMAINES D'APPLICATION - OBJECTIFS EPURATOIRES

Le traitement de la pollution des eaux résiduaires s'effectue en réalisant un compromis entre le flux d'eau à traiter, la qualité requise du rejet dans le milieu naturel et les moyens financiers disponibles.

L'épuration des petites collectivités (centaines à quelques milliers d'habitants) et des sites à activité saisonnière (villes touristiques, camps de vacances...) est difficile à résoudre à l'aide de stations d'épuration classiques de type boues activées.

Dans ce contexte, une panoplie de procédés dit "rustiques" sont mis à la disposition des concepteurs : lagunage, filtre à sable collectif, roselière, lit à macrophytes, peuplerais, bassin d'infiltration...

Apparue depuis une dizaine d'années en France, l'épuration par bassin d'infiltration a suscité, compte-tenu des avantages et qualités qu'elle laisse entrevoir, un intérêt croissant chez les maîtres d'ouvrage et les maîtres d'oeuvre.

Ainsi, il existe actuellement en France, une cinquantaine d'installations en fonctionnement (ADAMSKI et al 1989) Fig. 2.

FIGURE 2 : REPARTITION GEOGRAPHIQUE DES STATIONS RECENCEES EN FRANCE

Les sites sur lesquels se sont développées les stations à bassins d'infiltration sont principalement de trois types (fig. 3) :

- les zones sans exutoire de surface
- les zones à milieu récepteur sensible (plaines alluviales)
- les zones littorales dunaires.

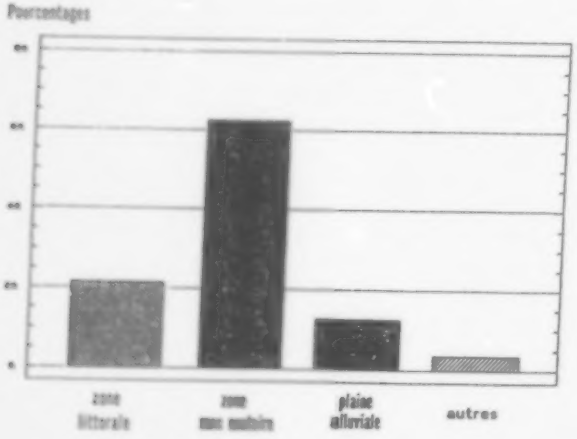


FIGURE 3 : REPARTITION EN POURCENTAGE DE 56 INSTALLATIONS A BASSIN D'INFILTRATION SELON LEUR LIEU D'IMPLANTATION

Dans chaque cas, en fonction des objectifs épuratoires à atteindre, ce procédé peut :

-se substituer à une station d'épuration classique lorsqu'il

s'agit d'éliminer la pollution carbonée et nitrifier l'azote kjeldahl ;

-s'insérer dans une filière classique pour réaliser une épuration complémentaire de finition : nitrification tertiaire, décontamination... ;

-assurer un traitement complet intégrant la minéralisation du carbone, la nitrification de l'azote et la décontamination de l'effluent.

La mise en oeuvre d'un bassin d'infiltration à rejet dans le sous-sol est assujettie à des études géotechniques et hydrogéologiques préalables visant à vérifier la capacité de transfert de la nappe.

DESCRIPTION GENERALE DE LA FILIERE

L'épuration correcte des effluents par les bassins d'infiltration est fonction de l'efficacité du système de distribution qui doit assurer l'équirépartition de l'eau sur l'ensemble de la plage d'infiltration. De plus, l'effluent doit être préalablement débarrassé des matières en suspension et des graisses pour éviter tout colmatage prématuré en surface du massif. L'ensemble devant conduire à une gestion rationnelle du dispositif pouvant faire l'objet d'une instrumentation adaptée (CHERIER et al 1991).

La filière globale est ainsi définie (Fig. 4).

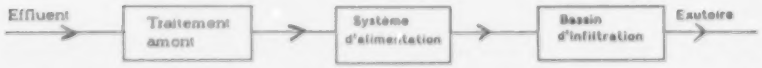


FIGURE 4 : SCHEMA DE PRINCIPE DE LA FILIERE DE TRAITEMENT PAR INFILTRATION-PERCOLATION

TRAITEMENT AMONT

En traitement tertiaire, les bassins d'infiltration sont précédés d'une station d'épuration.

Lorsque l'infiltration-percolation constitue le traitement principal, l'effluent dégrillé doit subir un prétraitement ayant pour objectif l'élimination des graisses et un abattement de l'ordre de 50-60 % des MES pour réduire la fréquence d'apparition du colmatage de la plage d'infiltration. Le décanteur-digesteur et la fosse septique collective sont généralement utilisés.

Outre le lagunage largement utilisé en FRANCE, on pourrait également intégrer les étangs de stabilisation anaérobie très utilisés en BAVIERE (OTTMAN 1977) et dimensionnés sur la base de 0,5 m^3 par habitant.

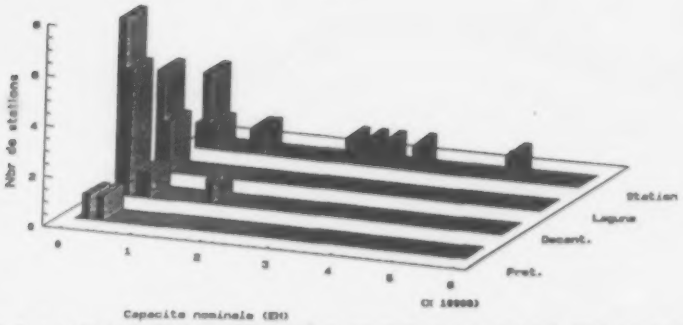


FIGURE 5 : HISTOGRAMME EN FREQUENCE (NOMBRE DE STATIONS) DES CAPACITES NOMINALES DES STATIONS ET DE LEUR TRAITEMENT AMONT.

SYSTEME D'ALIMENTATION

Le fonctionnement d'un bassin d'infiltration est décrit par une succession de cycle comprenant chacun une phase d'alimentation et une phase de séchage (Fig. 6).

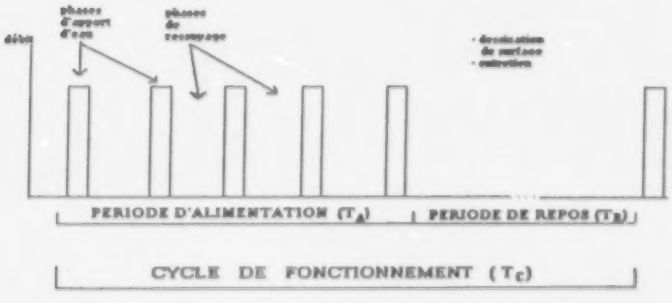


FIGURE 6 : SCHEMATISATION D'UN CYCLE DE FONCTIONNEMENT, BASE SUR L'ALTERNANCE

Durant l'alimentation, les apports sont syncopés (bâchées) de manière à assurer :

- la répartition de l'eau sur la surface,
- la réoxygénation du massif.

Le tableau 1 récapitule les solutions technologiques actuellement mises en oeuvre.

TABLEAU 1 : RECENSEMENT DES TECHNIQUES D'ALIMENTATION DES BASSINS D'INFILTRATION.

Technologie employée		Nbre de points d'alimentation	Commentaire
au fil de l'eau		point unique	à proscrire sauf pour des débits importants sur un petit bassin
bâchée	siphon - cloche siphoïde	point unique	solutions classiques
	pompe	caniveau à débordement	
	vidange gravitaire d'une capacité	réseaux de drains	encombrement de la surface problème du gel
arrosage		aspersseur	très bonne répartition de l'effluent technologies sophistiquées éviter les aérosols (sélection et adaptation du matériel)
		tourniquet hydraulique	
		rampe à pivot	

LE BASSIN D'INFILTRATION

- **Materiau**

Dans la pratique, les matériaux disponibles localement sont utilisés. C'est ce qui explique l'étalement du fuseau granulométrique des sables actuellement mis en oeuvre (Fig. 7).

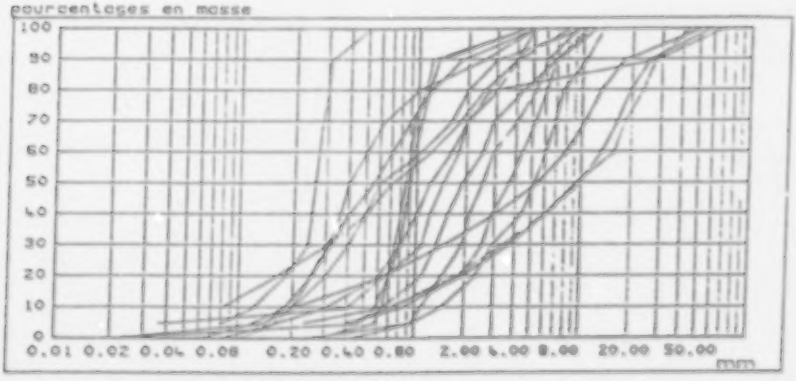


FIGURE 7 : ENSEMBLE DES COURBES GRANULOMETRIQUES DES SABLES UTILISES DANS LES BASSINS D'INFILTRATION EN FONCTIONNEMENT

Il faut cependant respecter certains critères de sélection définis essentiellement à partir de la courbe granulométrique (Tableau 2).

TABLEAU 2 : CRITERES DE SELECTION D'UN SABLE PROPICE A L'INFILTRATION PERCOLATION

Paramètre de sélection	Objectif
d10 > 150 μ	éviter le colmatage par les fines
d60 < 1 mm	répartir l'effluent
Cu < 5	hydraulique du système performances épuratoires
sable non concassé	porosité

- Surface totale :

Pour les effluents domestiques, la surface totale d'infiltration est déterminée sur la base de 1-2 m² par habitant pour un traitement secondaire.

Dans le cas d'un traitement d'affinage de décontamination, cette surface est réduite à environ 0,5 m² par habitant.

- Cloisonnement :

L'alternance des phases de repos et d'alimentation impose un minimum de deux bassins. Cette dernière solution n'est viable que si le temps de repos nécessaire à l'un des bassins est inférieur à la durée d'alimentation de l'autre. Il est recommandé de prévoir 3 unités au minimum.

- Hauteur du matériau :

Elle est en fonction de l'objectif recherché :

.Objectif : traitement secondaire et nitrification

La couche supérieure de sable (50 cm) participe majoritairement à la minéralisation de la pollution carbonée et à la nitrification de l'azote kjeldahl (RHABI 1988). Les calculs de SCHMITT (1989) conduise à une épaisseur de l'ordre de 30 cm. Mais la hauteur de materiau joue un rôle sur le temps de passage de l'effluent et donc favorise l'épuration (LEFEVRE 1988). Dans la pratique, les hauteurs rencontrées sont de l'ordre de 1 à 2 m.

.Objectif: désinfection

L'abattement sur les Germes Tests de Contamination Fécales (GTCF) est proportionnel au temps de percolation moyen de l'effluent et par conséquent dépend notamment pour une charge hydraulique donnée de la hauteur de sable mis en oeuvre. Des essais préliminaires sur colonnes pourront déterminer le couple "dose injectée - temps de séjour" permettant d'atteindre le niveau de décontamination souhaité. Pour atteindre un niveau de 10^3 coliformes fécaux en sortie, 3 mètres de sable sont en général nécessaires.

DOSE ET RYTHME DES APPORTS

Le rythme des apports doit être géré pour assurer une oxygénation du massif compatible avec la DTO apportée (Demande Totale en Oxygène).

$$DTO = DCO_{soluble} + 4,6\ N\text{-}NTK$$

Le recensement des données bibliographiques (SCHMITT 1989) montre qu'une DTO théorique de l'ordre de 1000 mg/l peut être éliminée en apportant une lame d'eau journalière inférieure à 30 cm en 4 bâchées maximum (Fig. 8).

Si les bâchées deviennent très rapprochées, le renouvellement de l'air dans le massif ne s'effectue que par convection, dans ce cas-là, la DTO éliminable est limitée à 350 mg/l (BRISSAUD et al 1991). On peut cependant remarquer une grande dispersion des résultats mesurés sur le terrain.

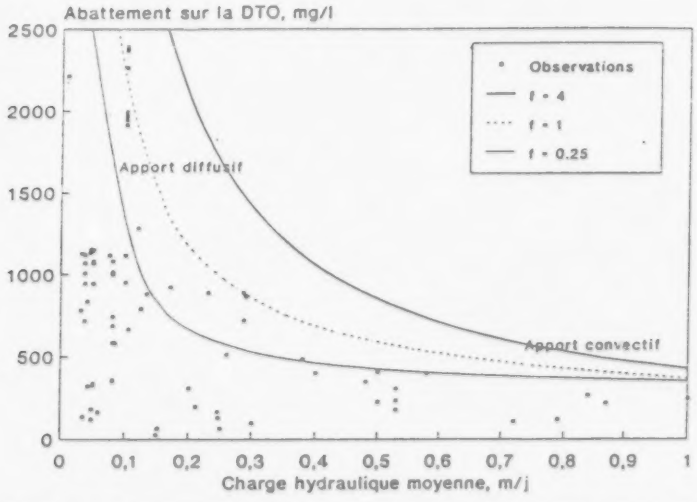


FIGURE 8 : ABATTEMENT DE DTO EN FONCTION DE LA CHARGE HYDRAULIQUE JOURNALIERE (SCHMITT 1989)

PERFORMANCES EPURATOIRES

Celles-ci ont été évaluées en collectant les données provenant de plusieurs suivis effectués pendant un an sur plusieurs installations ainsi qu'à partir d'essais de laboratoire sur colonnes (INTER-AGENCE/CREATE 1991, INTER-AGENCE/CEMAGREF 1991, INTER-AGENCE/TPIL 1991, INTER-AGENCE/SRAE Franche-Comté 1991).

MES

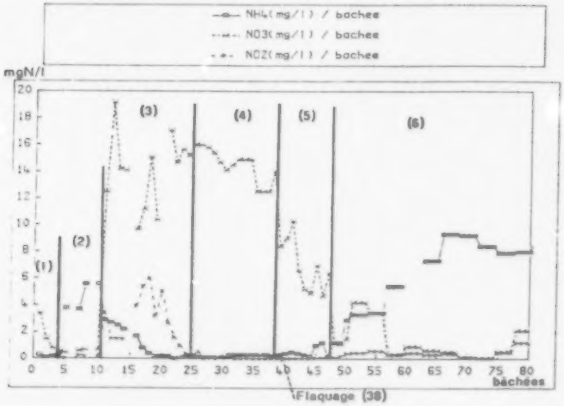
Les MES subissent un abattement important toujours supérieur à 80 % et pourront atteindre 95 % avec les sables les plus fins.

DCO

Le niveau de sortie reste faible (inférieur à 100 mg/l) même pour des pointes importantes (1300 mg/l) observées à l'entrée. De plus, il apparaît que le colmatage n'affecte pas de manière importante les rendements sur la DCO même lors de l'instauration d'une lame d'eau à la surface du massif limitant le renouvellement de l'oxygène.

AZOTE

Le suivi expérimental sur colonnes des formes de l'azote en sortie met en évidence le comportement type de ce composé vis-à-vis de l'infiltration percolation (Fig. 9).



(1) Lessivage des nitrates apportés par l'eau potable des expériences précédentes et rétention de l'azote ammoniacal

(2) Sortie des ions NH_4^+ non retenus, absence de nitrate

(3) Diminution progressive de NH_4^+ en sortie; installation de la nitrification caractérisée par la sortie de nitrites

(4) Nitrification stabilisée

(5) Aération insuffisante pour nitrifier l'azote ammoniacal, mais rétention de celui-ci dans le massif

(6) Sortie du NH_4^+ après saturation des sites récepteurs

FIGURE 9 : SUIVI DES FORMES DE L'AZOTE EN SORTIE D'UNE COLONNE DURANT LE PREMIER CYCLE DE FONCTIONNEMENT EN EAU USEE

Dans la suite du suivi, on assiste au début de chaque cycle à la disparition de l'azote ammoniacal simultanément au lessivage des nitrates provenant de l'azote nitrifié au sein du massif lors du cycle précédent. La chute d'efficacité de la nitrification, caractérisée par la diminution en sortie de $NO3^-$, précède l'apparition du flaquage. Le processus de nitrification semble donc plus sensible que la DCO au

colmatage de la plage d'infiltration.

Les bilans pour l'azote global s'améliore en fin de cycle, lorsque l'aération insuffisante, permet l'installation de zones anoxiques localisées favorables à la dénitrification. Les rendements pour l'azote global peuvent dans certains cas dépasser 50% (GUILLOTEAU 1989)

PHOSPHORE

La rétention observée qui est de l'ordre de 40 à 50%, a tendance à diminuer au cours du temps (BURGEAP 1988). Des rendements plus élevés (> 70%) peuvent être obtenu lorsque le matériau de remplissage contient du Fe et de l'Al (ESSER 1989).

DECONTAMINATION

L'évaluation prédictive des performances de désinfection peut s'effectuer avec une bonne approximation en exploitant la corrélation abattements des coliformes fécaux / temps de séjour de l'effluent établie à partir des données bibliographiques collectées pour SCHMITT (1989).

Les valeurs obtenues lors d'essais menés sur quatre sables, en colonne, montrent que les abattements sont conformes aux résultats escomptés. (Fig. 10)

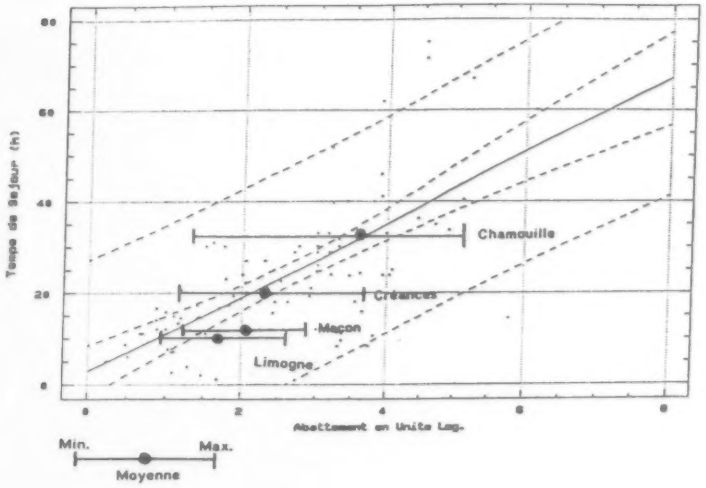


FIGURE 10 : COMPARAISON DES ABATTEMENTS EN COLIFORMES FECAUX EXPRIMES EN UNITE LOGARITHMIQUE DES EXPERIMENTATIONS SUR COLONNES (INTER-AGENCE/CREATE 1991) ET DES VALEURS COLLECTEES PAR SCHMITT (1989)

CONCLUSION

L'épuration des eaux résiduaires domestiques par bassin d'infiltration est un procédé qui se développe en FRANCE. Actuellement il existe une cinquantaine de stations équipées d'un tel traitement.

Cette technique permet d'atteindre des objectifs épuratoires tels que : dégradation de la pollution carbonée, nitrification de l'azote Kjeldahl, désinfection des effluents. Par contre la dénitrification, la déphosphatation, la rétention des métaux sont, compte tenu de l'état actuel des connaissances et du fonctionnement des installations existantes, difficilement envisageables.

La gestion de ce genre de dispositif dépend de paramètres incontrôlables, tels que : le climat, la charge particulaire de l'effluent,...(CARRE 1991). Une approche expérimentale mettant en oeuvre des capteurs simples ouvre la voie à la gestion assistée de ce type d'installation (CHERIER 1991).

A la lueur de l'expérience acquise il apparait que certains points de la filière restent à préciser :

- dose et rythme des apports
- équirépatition de l'effluent
- partition de la surface d'infiltration en plusieurs bassins.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

ADAMSKI M., LESAVRE J. (1989) "Les bassins d'infiltration : recensement des sites et des techniques employées" - A.F.B.S.N.- 95 p.

BRISSAUD F., JOSEPH C., SCHMITT A., LEFEVRE F. (1991) "L'épuration par infiltration : éléments théoriques et applications" -S.H.F.- XXIème Journées de l'Hydraulique, question 1, I.1.1

BURGEAP (1987) "Assainissement du grand AGADIR. Etudes préalables à une solution d'épuration par le sol" -BURGEAP- 100 p.

CARRE J., DUFILS J. (1991) "Wastewater treatment by infiltration bassins : usefulness and limits - Sewage disposal in Créances." -Water Science and Technologie- vol 24, n°9,p287.

CHERIER G. (1991) "Infiltration-percolation des eaux résiduaires. Critères de dimensionnement et règles de gestion." - Université PARIS VI- thèse, 129 p.

CHERIER G., LESAVRE J., ZAIRI A. (1991) "Contrôle de l'humidité d'un massif épurateur par résistivité" - Société Hydraulique de France- XXI ème journées de l'hydraulique, QI, I.8.1.

ETUDE INTER-AGENCE/CEMAGREF (1991) "Traitement des eaux usées domestiques par lits d'infiltration-percolation sur sable- Etude expérimentale du site de St Symphorien de Lay." 104 p.

ETUDE INTER-AGENCE/CREATE (1991) "Influence de la granulométrie du matériau filtrant en infiltration-percolation sur lit de sable" 150 p.

ETUDE INTER-AGENCE/TPIL (1991) "Suivi S.E.U. Fontette- Performances épuratoires" 58 p.

ETUDE INTER-AGENCE/SRAE Franche-Comté (1991) "Epuration par infiltration sur sable à Arcey" 100 p.

ESSER D. (1989) "Contribution à la compréhension des mécanismes d'élimination des phosphates pour des systèmes d'épuration rustiques à cultures fixées (Lits à macrophytes, lits

d'infiltration-percolation)" -
C.E.M.A.G.R.E.F./E.N.I.T.R.T.S.- rapport de D.E.A., 81 p.

GUILLOTEAU J-A. (1989) "Traitement des eaux usées domestiques par lits d'infiltration-percolation sur sable- Etude expérimentale du site de St Symphorien de Lay." - DEA STE - 78 p.

LEFEVRE F.(1988) "Epuration des eaux usées urbaines par infiltration-percolation : étude expérimentale et définition des procédés" -Université de MONTPELLIER- 341 p., thèse.

LESAVRE J., ZAIRI A. (1988) "Epuration des eaux résiduaires par épandage souterrain sous pression : conception et évaluation de la filière de traitement" -Univ. PARIS VI- thèse, 359 p.

OTTOMAN E. (1977) "Untersuchungen uber den Einsatz, die Bemessung und Leitung von Erdbecken und Oxidationsteichen". -Institut fur Bauingenieurwesen. Technische Universitat Munchen- Nr 15

RABHI M.(1988) "La réutilisation des eaux usées: infiltration-percolation sur sable et recherche des conditions de dénitrification" -Ministère TUNISIEN-140 p.

SCHMITT A.,(1989) "Modélisation de l'épuration par infiltration." - THESE USTL-MONTPELLIER - thèse, 297 p.

LE GUIDE DE BONNES PRATIQUES SUR LA VALORISATION SYLVICOLE DES BOUES DE STATIONS D'ÉPURATION DES EAUX USÉES MUNICIPALES

par

Yvon Grenier

et

Jean-Marc Veilleux

Ministère des Forêts
Direction de la recherche
2700, rue Einstein
Sainte-Foy (Québec)
G1P 3W8

Comptes-rendus du 14e Symposium international sur le traitement des eaux usées. Montréal. 12 au 14 novembre 1991

RÉSUMÉ

Le recyclage des boues municipales comme engrais en sylviculture est présenté comme une solution alternative à leur simple enfouissement. Un groupe de travail du gouvernement du Québec a produit un guide de bonnes pratiques pour faciliter et encadrer ce mode de gestion des boues. On présente les étapes et les divers critères à rencontrer pour mener à bien un projet de valorisation de boues.

INTRODUCTION ET PROBLÉMATIQUE

Le gouvernement du Québec, par l'entremise du ministère de l'Environnement, a mis sur pied un vaste programme d'assainissement des eaux usées qui touche toutes les régions du Québec (Couillard *et al.* 1986). Par ces investissements, le Gouvernement veut améliorer la sécurité d'approvisionnement en eau, protéger ou redonner les usages de loisirs et de récréation et assurer des conditions propices à un milieu de vie équilibrée (Grenier et Couillard 198[illegible]

Les usines qui traitent les eaux usées permettent le r[illegible] dans le milieu d'une eau de qualité acceptable, mais produisent des résidus : ce sont les boues résiduaires. La quantité de boues produite dépend des traitements qu'on fait subir aux eaux usées et de la population qui est desservie par l'usine d'épuration. Selon quelques chiffres publiés dans la littérature pertinente, chaque personne produirait quotidiennement entre 50 (Vergès 1984; Anonyme 1983) et 100 grammes de boue (Environnement Canada 1985; Webber 1984; Hornbeck *et al.* 1979; Sabey et Hart 1985). Sur cette base, on produira, au Québec, entre 100 000 et 200 000 tonnes de boues par année quand le programme d'assainissement des eaux usées aura pris toute son ampleur (Grenier et Couillard 1989).

La gestion de ces boues résiduaires crée un problème d'importance qui n'a été mis en lumière que récemment (Couillard *et al.* 1986; Crowley *et al.* 1986; Gouvernement du Québec 1986). Il existe, somme toute, deux filières pour leur gestion, soit leur recyclage ou leur élimination.

Les procédés d'élimination sont le largage en mer, l'enfouissement dans les lieux autorisés et l'incinération. Le premier procédé n'est pas utilisé au Québec et est d'ailleurs peu recommandable. Le second procédé est actuellement utilisé au Québec, mais avec l'augmentation des coûts d'enfouissement et des problèmes qu'ils entrainent, il n'est pas sûr que ce mode de gestion soit voué à un avenir prometteur. Enfin, le troisième procédé, quoique souvent qualifié de «valorisation énergétique», ne tire pas le meilleur parti possible de la ressource, car la chaleur est la forme d'énergie la moins noble. De plus, les cendres produites doivent être enfouies, ce qui revient aux problèmes associés à l'enfouissement. Par contre, les volumes à éliminer sont moindres.

Les procédés d'élimination ont comme caractéristique commune de ne pas faire appel au principe du recyclage, ce que fait l'autre filière. Dans un contexte de développement durable, c'est la filière du recyclage qui doit être favorisée, ce que préconise le gouvernement du Québec (1984; 1983), celui du Canada (Environnement Canada 1985) et l'Agence américaine de protection de l'environnement (EPA 1979). En général, le recyclage est économique et plus écologique que la simple élimination (Baldwin *et al.* 1983; Sabey et

Hart 1975), car il permet de récupérer une partie des frais liés à l'élimination des boues.

Il existe quatre procédés principaux qui permettent de recycler les boues résiduaires : le compostage, l'utilisation des boues pour remettre en végétation des sites perturbés, la valorisation en agriculture et la valorisation en foresterie. Le compostage des boues est bien documenté et a fait l'objet partiel d'un colloque en janvier dernier à Sainte-Foy (Anonyme 1991). L'utilisation des boues pour remettre en végétation des sites perturbés est aussi bien documentée et de nombreuses expériences se poursuivent à ce sujet, principalement aux États-Unis (Sopper *et al.* 1982; Sopper et Kerr 1979). Au Québec, le Gouvernement s'est intéressé surtout à la valorisation agricole dans un premier temps puis, ensuite, à la valorisation sylvicole. Cette première a été appuyée par l'édition d'un guide par le gouvernement du Québec (1987), suivie d'un vaste consortium de recherche qui a produit un colloque en septembre 1990 à Hull (Anonyme 1990) et, finalement, par l'édition d'un second guide (Gouvernement du Québec 1991a).

L'an dernier, nous avons amorcé la rédaction d'un guide de valorisation sylvicole (Gouvernement du Québec 1991b). C'est ce document que nous allons présenter aujourd'hui.

PRÉSENTATION DU DOCUMENT

Dans sa version actuelle, le guide est constitué de cinq chapitres et d'un ensemble de treize annexes, en plus d'une introduction et d'une bibliographie.

Le premier chapitre s'intitule «Généralités : les boues et le milieu récepteur». Il fournit de l'information générale sur ce que sont les boues et sur les traitements qu'on peut leur appliquer pour les rendre valorisables. Cette partie est calquée sur le guide de valorisation agricole (Gouvernement du Québec 1991a). Comme la majorité d'entre vous est familière avec ce sujet, nous ne nous y attarderons pas. Ensuite, on présente une brève description des sols forestiers comme milieu récepteur où la chimie, la physique et la biologie des sols sont introduites.

Le deuxième chapitre traite du concept même de la valorisation sylvicole des boues. On y décrit les avantages d'une telle pratique, tant pour le milieu forestier lui-même que pour la collectivité. Pour le milieu forestier, les avantages sont liés à la valeur fertilisante des boues ainsi qu'à leur apport comme amendement organique. On explique en quoi les différents éléments nutritifs contenus dans les boues, particulièrement l'azote, le phosphore et les autres éléments (majeurs et traces) sont bénéfiques pour la croissance des arbres. On n'a cependant pas négligé les impacts négatifs potentiels, soit des concentrations trop élevées en métaux traces, la présence de contaminants organiques et celle d'organismes pathogènes. On explique que ces risques peuvent être éliminés si les règles énoncées sont suivies.

On discute ensuite des sites à privilégier pour épandre les boues, qui sont les plantations d'arbres de Noël et les plantations résineuses ou feuillues pour la production de bois à pâte, de bois de sciage ou de taillis. On discute aussi des possibilités d'épandre les boues en forêt naturelle aménagée où des éclaircies ont été effectuées. On dresse un aperçu des divers stades de développement de la forêt qui peuvent être fertilisés avec des boues. Par exemple, on conseille d'utiliser les boues dans les plantations

dont la hauteur dépasse 1,5 mètre et dans les peuplements qui ont été éclaircis. Les boues peuvent être utilisées après la coupe totale des peuplements sur des sols destinés ou non au reboisement. Dans les cas où le reboisement est prévu, les boues sont incorporées au sol en même temps que se fait la préparation de terrain; on plante l'année suivante. Si la régénération naturelle est suffisante et de qualité, les boues ne sont pas incorporées au sol. Par contre, il faut attendre que cette régénération naturelle en essences désirées ait atteint 1,5 mètre de hauteur avant d'épandre des boues. On signale cependant que ces épandages sont interdits dans les érablières destinées à l'acériculture.

Le plan de valorisation des boues d'origine municipale en sylviculture doit être préparé et signé par un ingénieur forestier[1]. Afin de ne pas outrepasser les besoins du milieu en éléments nutritifs, la quantité maximale de boue à appliquer ne doit pas dépasser 200 kilogrammes d'azote disponible par hectare par période de 10 ans.

Le troisième chapitre traite des critères de bonnes pratiques. Il fournit les limites à ne pas dépasser au sujet des divers contaminants qui peuvent être contenus dans les boues et donne des informations sur les méthodes d'analyses acceptées par le ministère de l'Environnement. Chaque rapport d'analyse doit être signé par un chimiste.

Les boues contiennent toujours des métaux traces. À ce sujet, deux séries de teneurs limites servent à juger de l'acceptabilité d'une boue pour valorisation. Le tableau 1 présente ces teneurs limites.

Tableau 1

TENEURS LIMITES EN MÉTAUX DANS LES BOUES APTES À LA VALORISATION AGRICOLE OU SYLVICOLE (EN MG/KG DE MATIÈRE SÈCHE)

Métal	As	B	Cd	Co	Cr	Cu	Hg	Mn	Mo	Ni	Pb	Se	Zn
Souhaitable	15	100	10	50	500	600	5	1500	20	100	300	14	1750
Maximale	30	200	15	100	1000	1000	10	3000	25	180	500	25	2500

Les teneurs limites souhaitables constituent une limite qu'il serait souhaitable de ne pas dépasser, selon les connaissances actuelles. Cependant, dans le cas des boues dépassant ces valeurs, l'application des teneurs limites maximales, dont les valeurs sont supérieures aux premières, nécessite de suivre l'évolution des métaux dans les sols avant et après l'application des boues, ce qui signifie qu'il faut mesurer, pour chacun des métaux présents dans les boues qui dépassent les teneurs limites souhaitables, la teneur en métaux du sol, et produire des bilans massiques théoriques de ces métaux afin de déterminer s'il y aura des excès selon les données du tableau 2. Les boues contenant au moins un métal dont la concentration est supérieure aux teneurs limites maximales ne se prêtent à aucune valorisation.

---

[1] La forme masculine est utilisée pour alléger le texte et n'entraîne aucune discrimination

Tableau 2

CONCENTRATIONS MAXIMALES EN MÉTAUX À NE PAS DÉPASSER DANS LES SOLS

	mg/kg	kg/ha
As	7,5	15
Cd	2,0	4
Co	15,0	30
Cr	120,0	240
Cu	100,0	200
Hg	0,5	1
Mo	2,0	4
Ni	18,0	36
Pb	50,0	100
Se	1,4	2,8
Zn	185,0	370

Les boues d'épuration contenant une concentration supérieure à 10 mg de BPC par kilogramme de matière sèche ne peuvent être valorisées. Les boues contenant de 3 à 10 mg de BPC par kilogramme de matière sèche devront être injectées ou incorporées immédiatement dans le sol.

Seules les boues stabilisées par digestion aérobie, par digestion anaérobie ou par un traitement à la chaux ainsi que les boues provenant de systèmes de traitement d'eaux usées (aération prolongée, fossés d'oxydation, étangs, etc.) dont l'âge-équivalent de boues est supérieur à 20 jours peuvent être valorisées. De même, les boues stabilisées par d'autres techniques reconnues sont biologiquement acceptables pour la valorisation sylvicole.

Pour pouvoir être utilisées en valorisation sylvicole, les boues traitées à la chaux devront montrer un pH supérieur à 12 pendant une période minimale de deux heures après l'ajout de chaux. Cette alcalinisation peut se faire par l'utilisation de chaux vive (CaO) ou de chaux hydratée [$Ca(OH)_2$].

Le chapitre trois fournit aussi les critères à respecter par rapport aux caractéristiques du milieu récepteur, aux infrastructures et aux divers milieux aquatiques. Les caractéristiques retenues pour le milieu récepteur sont les suivantes :

1) la nappe phréatique doit être, au moment de l'épandage, à un minimum d'un mètre sous la surface pour les sols d'infiltration lente et modérée et à 1,5 mètre ou plus pour les sols d'infiltration rapide;
2) les sols doivent avoir une profondeur d'au moins 1,5 mètre jusqu'à la roche-mère;
3) la pente du terrain ne doit pas dépasser 9 %;
4) l'épandage de boues est interdit sur les tourbières, sur les sols situés en zone inondable et sur les sols susceptibles au ravinement;
5) l'épandage de boues est prescrit sur les sols saturés d'eau, gelés ou enneigés;
6) les sols dont la teneur en métaux dépasse les concentrations maximales présentées au tableau 2 ne pourront recevoir de boues à des fins de valorisation forestière. Les analyses devront être faites dans l'horizon «B»;

7) les sols recevant des boues doivent être analysés avant les épandages pour déterminer le pH, le N total, la matière organique, le rapport C/N, le P disponible et les cations échangeables K, Ca et Mg;
8) en pépinière, les sols de chaque parcelle utilisée à des fins de valorisation des boues doivent montrer en tout temps un pH mesuré à l'eau égal ou supérieur à 6. Lorsque le pH est inférieur à 6, il est obligatoire de suivre l'évolution des métaux, surtout ceux qui pourraient être solubilisés et qui risqueraient de contaminer l'écosystème naturel.

Les cours d'eau, puits et prises d'eau doivent être protégés d'une migration d'éléments polluants pouvant être apportés par les boues. Ainsi, les distances suivantes doivent être respectées :
a) puits ou prises d'eau : respecter un rayon minimal de 90 mètres;
b) cours d'eau, comme indiqué au tableau 3.

Tableau 3

DISTANCE MINIMUM D'ÉPANDAGE À RESPECTER EN BORDURE DES COURS D'EAU

Pente (%)	Distance à respecter pour la valorisation des boues (m)
0 - 3	60
3 - 6	120
6 - 9	180
Plus de 9	aucune valorisation

Les distances à respecter par rapport aux infrastructures sont présentées au tableau 4.

Tableau 4

DISTANCE À RESPECTER PAR RAPPORT AUX INFRASTRUCTURES

Infrastructure	Distance (m)
Établissement et son terrain	200
Habitation ou édifice isolé	90
Zone récréative	200
Zone résidentielle	500
Route	10
Fossé de drainage	10
Ligne de propriété	10

Enfin, ce chapitre donne les doses maximales à appliquer, soit 200 kg N disponible/ha-10 ans et pas plus de 200 mètres cubes par

hectare par application, soit 2 centimètres d'épaisseur de boues liquides. Les épandages sont interdits après le 30 septembre.

Le quatrième chapitre s'intitule «Autres considérations». Il traite des aspects administratifs que le promoteur doit rencontrer, du suivi environnemental à effectuer et des diverses règles de sécurité qui doivent être suivies pour concrétiser tout projet de valorisation sylvicole.

Le producteur de boues doit obtenir un certificat d'autorisation du ministère de l'Environnement. Le producteur et l'utilisateur de boues doivent signer une entente sur les modalités de la valorisation sylvicole des boues. Toute activité de valorisation doit être consignée dans un registre conservé par la municipalité et qui doit être produit au Gouvernement sur demande.

En raison de la présence de micro-organismes dans les boues, la fréquentation de l'aire d'épandage doit être contrôlée de façon à ce que le public n'ait pas accès au site pendant une période de douze mois. Des affiches bien visibles doivent être placées autour du site pour en restreindre l'accès, indiquer la nature des travaux et préciser la date d'accès au site.

Les règles qui suivent sont mises de l'avant pour protéger la santé du personnel affecté aux diverses opérations. Les travailleurs doivent porter un équipement de protection adéquat. Les sites d'opérations doivent également être pourvus d'installations pour parer aux urgences (ex. : douche d'urgence et trousse de premiers soins). L'employeur doit aussi s'assurer que chaque travailleur exposé aux boues ait reçu une vaccination de base.

Le personnel affecté aux opérations de transbordement et d'épandage et le personnel de pépinière qui manipule le sol et les plants traités avec les boues doit porter un équipement sécuritaire.

Le cinquième chapitre se nomme «Programme de valorisation sylvicole». Il fournit les différentes étapes à suivre pour mener à bien un projet de valorisation sylvicole et décrit les responsabilités des intervenants. Il dresse aussi la liste des documents et informations à fournir au ministère de l'Environnement en soumettant un dossier de valorisation;

A) Prise de contact avec la Direction régionale du ministère de l'Environnement du Québec.
B) Caractérisation des boues:
   - Méthode de stabilisation;
   - Méthode d'échantillonnage et d'analyse;
   - Caractérisation physico-chimique et adéquation par rapport aux critères de qualité;
   - Volume de boues à valoriser.
C) Élaboration du mandat de l'ingénieur forestier et son recrutement.
D) Étude de faisabilité de la valorisation sylvicole des boues de la municipalité, si nécessaire.
E) Évaluation sommaire des superficies nécessaires à la valorisation sylvicole.
F) Recrutement des producteurs forestiers susceptibles d'être intéressés.
G) Rencontre d'information pour les producteurs forestiers intéressés.
H) Identification des superficies individuelles disponibles et cartographie de celles-ci.

I) Analyse du milieu récepteur.
J) Entente écrite entre le producteur de boues et chaque producteur forestier.
K) Élaboration d'un plan de valorisation, conforme aux critères du présent guide et dûment préparé par un ingénieur forestier, pour chaque site retenu.
L) Remise par le producteur de boues du dossier complété à sa Direction régionale du ministère de l'Environnement du Québec.
M) Émission du certificat d'autorisation.
N) Recrutement d'un entrepreneur pour réaliser les travaux de reprise, de transport et d'épandage.
O) Supervision par l'ingénieur forestier des travaux d'épandage de boues en conformité avec le plan de valorisation et les critères contenus dans le guide.
P) Émission d'un bulletin de livraison.
Q) Suivi environnemental et vérification après l'épandage, si nécessaire.
R) Tenue d'un registre des activités de valorisation.
S) Production annuelle d'un rapport complet de toutes les activités de valorisation, qui doit être envoyé à la Direction régionale du ministère de l'Environnement du Québec et au Bureau régional du ministère des Forêts du Québec que cela concerne.

Les diverses informations à fournir à la Direction régionale du ministère de l'Environnement du Québec pour obtenir un certificat d'autorisation pour la valorisation sylvicole des boues de stations d'épuration des eaux usées municipales sont les suivantes :

A) Une résolution écrite du producteur de boues demandant au ministère de l'Environnement de procéder à la valorisation sylvicole de ses boues.
B) Au moins trois rapports datés d'analyses de boues entreposées à la station d'épuration des eaux usées municipales ou ailleurs, dont le dernier doit être le résultat d'un échantillon prélevé dans les trois derniers mois. Ces analyses doivent :
   - provenir de trois échantillons différents de boues prélevés selon les méthodes reconnues par le ministère de l'Environnement;
   - présenter les teneurs de tous les paramètres indiqués à l'annexe 5 du guide de valorisation sylvicole;
   - avoir été analysés par un laboratoire accrédité à cette fin par le ministère de l'Environnement du Québec;
   - être signées par un chimiste.
C) La provenance des boues.
D) Le volume de boues à valoriser.
E) Le degré et le mode de stabilisation.
F) Le nom et les coordonnées du propriétaire, la localisation (numéro de lot) et la superficie de chacun des sites récepteurs.
G) La durée et la période de l'activité de valorisation pour chaque site récepteur.
H) Une analyse détaillée de chaque site récepteur comprenant le rapport d'analyse de sol et, au besoin, le suivi environnemental de chacun des sites récepteurs.
I) Un plan de valorisation sylvicole des boues signé par un ingénieur forestier pour chacune des parcelles réceptrices et comprenant les divers éléments prévus au présent guide.

J) Le certificat d'autorisation et les plans et devis des structures d'entreposage, si nécessaire, signés par un ingénieur.

Finalement, treize annexes fournissent divers renseignements aux utilisateurs sur les caractéristiques des boues au Québec, sur l'entreposage et les méthodes d'analyse des boues et des sols. Des exemples de formulaires au sujet des ententes entre les parties sont aussi présentées. On donne un exemple détaillé des doses de boues qui peuvent être épandues sur un site pour rencontrer les besoins de la culture et les limites à ne pas dépasser. En dernière page, un tableau-synthèse résume tous les critères de bonnes pratiques pour la valorisation sylvicole des boues.

CONCLUSION

L'épandage en forêt est une opération réalisable et toute la collectivité en profitera. Le Québec possède de vastes superficies forestières dont les rendements pourraient être augmentés, en même temps que les boues produites seraient écoulées. Nous croyons que la valorisation sylvicole des boues est une opération qui a sa place dans la gestion intégrée du territoire et des ressources.

Le Gouvernement a investi beaucoup pour lutter contre la pollution de l'eau en mettant en place le programme d'assainissement des eaux usées. Il a aussi favorisé l'utilisation des boues produites en les considérant comme une ressource plutôt que comme un déchet. À ce sujet, deux guides distincts de bonnes pratiques de valorisation ont été produits.

Il appartient maintenant à chaque gestionnaire responsable de volumes de boues de faire sa part pour achever l'oeuvre entreprise et faire en sorte que le recyclage et le développement durable ne restent pas au stade de voeux pieux, mais deviennent une réalité quotidienne.

RÉFÉRENCES CITÉES

ANONYME. 1983. *La valorisation agricole des boues de stations d'épuration*. Agence nationale de récupération et d'élimination de déchets, France. 20 pages.

ANONYME. 1990. *La valorisation des boues des stations d'épuration municipales. Recherche et démonstration au Québec*. Premier colloque québécois sur la valorisation des boues de stations d'épuration municipales. Hull, 18-19 septembre 1990. 297 pages.

ANONYME. 1991. *Forum québécois sur le compostage : textes des conférences et comptes rendus des ateliers*. Sainte-Foy, le 31 janvier 1991. 175 pages.

BALDWIN, A., BROWN, T.A., BECKETT, P.H.T. et ELLIOTT, G.E.P. 1983. *The forms of combination of Cu and Zn in digested sewage sludge*. Water Res. 17: 1935-1944.

COUILLARD, D., CROWLEY, M. et SASSEVILLE, J.-L. 1986. *Technological public choice in practice: the case of wastewater treatment facilities*. J. Env. Manage. 22: 133-146.

CROWLEY, M., SASSEVILLE, J.-L. et COUILLARD, D. 1986. *L'importance accordée à l'évaluation technologique dans l'assainissement des eaux usées municipales au Québec*. Rev. Int. Sciences de l'Eau. 2: 49-57.

ENVIRONNEMENT CANADA. 1985. *L'épandage des eaux usées traitées et des boues d'épuration d'origine urbaine.* Service de la protection de l'environnement. Guide SPE 6-EP-84-1. 190 pages.

EPA. 1979. *Sludge treatment and disposal.* Process Design Manual. EPA-625/1-79-011.

GOUVERNEMENT DU QUÉBEC. 1983. *Document de politique sur la gestion des boues provenant de l'épuration des eaux usées.* Ministère de l'Environnnement. 22 pages.

GOUVERNEMENT DU QUÉBEC. 1984. *Bilan du programme de l'assainissement des eaux.* Allocution du ministre de l'Environnement, M. Adrien Ouellet lors du colloque de l'Union des Municipalités du Québec sur l'assainissement des eaux. Montréal, le 7 septembre 1984. 14 pages.

GOUVERNEMENT DU QUÉBEC. 1986. *Rapport du groupe de travail sur le programme d'assainissement des eaux du Québec.* Ministère de l'Environnement. 49 pages + 8 annexes.

GOUVERNEMENT DU QUÉBEC. 1987. *Valorisation agricole des boues de stations d'épuration des eaux usées municipales. Guide de bonnes pratiques.* Ministère de l'Environnement. 60 pages.

GOUVERNEMENT DU QUÉBEC. 1991a. *Valorisation agricole des boues de stations d'épuration des eaux usées municipales. Guide de bonnes pratiques.* Ministère de l'Environnement et ministère de l'Agriculture, des Pêcheries et de l'Alimentation.

GOUVERNEMENT DU QUÉBEC. 1991b. *Valorisation sylvicole des boues de stations d'épuration des eaux usées municipales. Guide de bonnes pratiques.* Ministère de l'Environnement, ministère des Forêts et ministère de la Santé et des Services Sociaux. 93 pages.

GRENIER, Y. et COUILLARD, D. 1989. *Avantages et faisabilité de l'épandage forestier des boues résiduaires.* For. Chron. 65: 9-15.

HORNBECK, J.W., KOTERBA, M.T. et PIERCE, R.S. 1979. *Sludge application to a northern hardwood forest in New Hampshire: potential for dual benefit? In* Utilization of municipal sewage effluent and sludge on forest and disturbed land. W.E. Sopper et S.N. Kerr (éds). Penn. State Univ. Press. pp. 137-143.

SABEY, B.R. et HART, W.E. 1975. *Land application of sewage sludge: 1. Effect on growth and chemical composition of plants.* J. Environ. Qual. 4: 252-256.

SOPPER, W.E. et KERR, S.N. (éds). 1979. *Utilization of municipal sewage effuent and sludge on forest and disturbed land.* Penn. State Univ. Press. 537 pages.

SOPPER, W.E., SEAKER, E.M. et BASTIAN, R.K. (éds). 1982. *Land reclamation and biomass production with municipal wastewater and sludge.* Penn. State Univ. Press. 524 pages.

VERGÈS, G. 1984. *La disposition des boues des stations d'épuration.* Colloque sur l'assainissement des eaux. U.M.Q. Septembre 1984. 11 pages.

WEBBER, M.D. 1984. *Épandage des boues résiduaires sur les sols : une évaluation.* Agriculture Canada, Direction générale de la recherche. 45 pages.

DÉSHYDRATATION SUR LITS DE SÉCHAGE DE BOUES D'ÉTANGS AÉRÉS FACULTATIFS CONDITIONNÉES CHIMIQUEMENT OU PAR GEL-DÉGEL

par

M.-A. Desjardins, ing., M.Ing., N. A. Roy B.Sc.(Agr.), M.Sc.

BERTRAND ROY Experts-Conseils Inc.
7400 Boul. Les Galeries d'Anjou
Bureau 160, Ville d'Anjou (Qc)
H1M 3M2

F. Brière, ing., M.Sc.A., M.E.

Département de génie civil
ÉCOLE POLYTECHNIQUE
2900 Édouard-Montpetit
Succursale "A"
Montréal (Québec)
H3C 3A7

R É S U M É

En 1989, la Société Québécoise d'Assainissement des Eaux mandatait la firme BERTRAND ROY Experts-Conseils Inc. pour effectuer une étude sur la vidange, le traitement et la destination finale des boues d'étangs aérés facultatifs de grande capacité. Dans le cadre de cette étude effectuée en collaboration avec l'École Polytechnique et à laquelle a participé la firme Tekno Inc., des essais de déshydratation des boues sur lits de séchage ont été réalisés dans le but d'évaluer les temps de drainage ainsi que les siccités atteignables avec des boues biologiques et chimiques (résultant de la déphosphatation à l'alun) conditionnées chimiquement (à l'aide d'un polymère) ou par gel-dégel. Les boues utilisées pour ces essais provenaient de la station d'épuration de Mont-Laurier. Ces boues ont été soutirées des étangs au mois d'août 1990 à l'occasion d'essais de vidange.

Les essais de déshydratation avec conditionnement chimique ont été effectués pendant les mois de septembre et d'octobre 1990 sur six (6) lits pilotes de 1,5 m^2 installés sur le site de la station d'épuration. Trois (3) lits étaient de type conventionnel (sable et gravier) et trois (3) lits étaient dotés d'un fond drainant en tuiles plastiques Wedgewater. Les résultats obtenus avec les boues biologiques (siccité initiale: 1,2 - 1,4 %) sur les lits conventionnels indiquent que: (1) des siccités supérieures à 20 % peuvent être atteintes en moins de 24 heures à des taux d'application aussi élevés que 21 kg/m^2 et avec des dosages de polymère de 3 à 5 kg/tonne M.S. (Percol 757) et que (2) des taux de capture supérieurs à 97 % sont couramment obtenus. Pour des taux d'application et dosages de polymère identiques, les siccités obtenues sur tuiles Wedgewater étaient toujours inférieures aux siccités mesurées sur lits conventionnels. Les boues chimiques

se sont avérées beaucoup plus difficiles à déshydrater. Les siccités maximales obtenues ont été de 14,3 % sur lit conventionnel et de 11,3 % sur tuiles Wedgewater après 96 heures (siccité initiale des boues: 2,2 %, taux d'application: 11,2 kg/m^2, dosage de polymère: 7,2 - 7,3 kg/tonne M.S. (Percol 757)).

Les essais de déshydratation avec conditionnement par gel-dégel ont été effectués à l'École Polytechnique entre les mois de décembre 1990 et février 1991 dans dix (10) colonnes en CPV transparent de 15 cm de diamètre. Six (6) colonnes étaient dotées d'un fond drainant constitué de couches de sable et de gravier alors que les quatre (4) autres étaient munies de tuiles Wedgewater. Deux méthodes d'application du gel-dégel ont été simulées. Pour la première, six (6) colonnes étaient remplies avec 2 mètres de boues liquides puis placées à l'extérieur pour geler complètement, après quoi les colonnes étaient ramenées à l'intérieur pour dégeler avant les essais de drainage. Pour la seconde, des pastilles de boues préalablement gelées dans une chambre froide étaient empilées dans quatre (4) colonnes jusqu'à une hauteur de 2 mètres liquide (20 pastilles par colonne). Les essais de drainage étaient réalisés après le dégel. Les deux méthodes ont été simulées avec les deux types de boues et les deux types de média filtrant. Les résultats des essais montrent que les temps de drainage après gel-dégel étaient toujours très rapides (< 1 heure). La siccité moyenne des boues moins d'une heure après drainage était de 37,3 % pour les boues biologiques (siccité initiale: 4,9 % à 10,2 %) et de 33,2 % pour les boues chimiques (siccité initiale: 2,6 % à 3,6 %). Les filtrats étaient très faiblement chargés en MES mais les concentrations en solides dissous étaient élevées. Les deux méthodes simulées étaient aussi efficaces l'une que l'autre en autant que toutes les boues aient complètement gelé. D'autre part, bien que les temps de drainage et la qualité du filtrat étaient comparables pour les deux médias filtrants, les siccités finales étaient supérieures sur les lits de sable et gravier.

La comparaison des méthodes de conditionnement des boues montre que les deux sont efficaces avec les boues biologiques. Toutefois, dans le cas des boues chimiques, le gel-dégel s'est avéré beaucoup plus performant. De plus, le conditionnement par gel-dégel élimine la consistance gélatineuse des boues chimiques et produit un résidu granulaire facilement pelletable. Cependant, si les boues sont faiblement concentrées, les superficies de lit requises pour traiter les boues par gel-dégel peuvent être supérieures aux superficies de lit de séchage requises pour traiter le même volume de boues, le conditionnement étant effectué avec un polymère. Ceci s'explique par le fait que le gel-dégel naturel est limité par la hauteur totale de boues (donc le volume) qui peuvent être gelées en couches minces dans un hiver compte tenu de la quantité de froid disponible. La déshydratation sur lit de séchage conventionnel est limitée par le taux d'application des boues et le nombre d'applications possible pendant la saison. L'efficacité du gel-dégel n'étant pas affectée par la concentration initiale des boues, il serait donc avantageux de les épaissir le plus possible afin de réduire les surfaces requises. Par ailleurs, étant donné que les boues d'étangs sont généralement très minéralisées, une siccité supérieure à 20 % pourrait être

exigée en pratique (ex: 25 %) afin que les boues déshydratées aient la consistance voulue. Ceci aurait pour conséquence de diminuer la différence entre les superficies relatives aux deux méthodes de conditionnement; le gel-dégel produisant déjà des siccités élevées.

Le rapport final de l'étude sur la vidange, le traitement et la destination finale des boues d'étangs aérés facultatifs de grande capacité, actuellement en préparation, sera déposé en décembre 1991.

DEWATERING ON DRYING BEDS OF FACULTATIVE AERATED LAGOON SLUDGES CONDITIONED CHEMICALLY OR BY FREEZE-THAW

by

M.-A. Desjardins, ing., M.Ing., N. A. Roy B.Sc.(Agr.), M.Sc.

BERTRAND ROY Experts-Conseils Inc.
7400 Boul. Les Galeries d'Anjou
Bureau 160, Ville d'Anjou (Qc)
H1M 3M2

F. Brière, ing., M.Sc.A., M.E.

Département de génie civil
ÉCOLE POLYTECHNIQUE
C.P. 6079, Succursale "A"
Montréal (Québec)
H3C 3A7

A B S T R A C T

In 1989, the Société Québécoise d'Assainissement des Eaux appointed BERTRAND ROY Experts-Conseils Inc. to study large scale facultative aerated lagoon sludge removal, treatment and disposal. During this study, done with the collaboration of École Polytechnique and the participation of Tekno Inc., dewatering tests were performed on drying beds to evaluate drainage time and % dry solid content achievable with biological and chemical sludges conditioned chemically (with a polymer) or by freeze-thaw. Sludges used for these tests came from the Mont-Laurier wastewater treatment plant. They were removed from the lagoons in August 1990 during pumping tests.

The dewatering tests with chemical conditioning were performed in September and October 1990 in six (6) pilot drying beds installed at the treatment plant. Of these, three (3) were conventional dyring beds (sand and gravel) and three (3) were equiped with Wedgewater plastic tile bottoms. Results obtained with biological sludges (initial % dry solid content: 1,2 - 1,4 %) applied on conventional beds show that: (1) % dry solid contents higher than 20 % may be reached in less than 24 hours at application rates as high as 21 kg/m^2 and polymer dosages of 3 to 5 kg/ton D.S. (Percol 757) and, (2) capture rates greater than 97 % are generally achieved. For similar application rates and polymer dosages, % dry solid contents were always lower on Wedgewater tiles than on conventional drying beds. Chemical sludge were harder to dewater. Maximum % dry solid contents obtained were 14,3 % on conventional drying beds and 11,3 % on Wedgewater tiles after 96 hours (initial % dry solid content: 2,2 %; application rate 11,2 kg/m^2; polymer dosage: 7,2 - 7,3 kg/ton D.S. (Percol 757)).

The dewatering tests with freeze-thaw conditioning were performed at École Polytechnique between Decembre 1990 and February 1991 in ten (10) transparent PCV columns 15 cm in diameter. Six (6) columns were equiped with a sand and gravel bottom and four (4) with Wedgewater plastic tiles. Two applications of freeze-thaw conditioning were tested. First, six (6) columns were filled with 2 m of liquid sludge, set outside to freeze compleatly and subsequently moved inside for thawing and drainage. Secondly, sludge pastilles frozen in a refrigerated chamber were stacked in four (4) columns (20 pastilles per columns) and allowed to thaw before drainage. Both application of freeze-thaw conditioning were tested with the two types of sludge and the two types of filtering media. Results show that drainage times were always very rapid ($<$ 1 hour). Average % dry solid content measured less than one hour after drainage was 37,3 % for biological sludges (initial % dry solid content: 4,9 - 10,2 %) and 33,2 % for chemical sludges (initial % dry solid content: 2,6 - 3,6 %). Sudpended solids contents of filtrates were very low but dissolved solids concentrations were high. The two applications of freeze-thaw conditioning were equally efficient as long as all the sludge had been completely frozen. Although drainage times and filtrate quality were similar for the two filtering media, final % dry solid contents were higher on conventional drying beds.

The comparison of the two sludge conditioning methods indicates that both are very efficient with biological sludges. For chemical sludges, however, freeze-thaw conditioning performs a lot better than chemical conditioning. Furthermore, freeze-thaw conditioning eliminates the gelatinous texture of chemical sludges and produces an easy to handle granular residue. However, in the case of diluted sludges, the area required for freeze-thaw conditioning may be greater than that required for dewatering the same volume on a conventional drying bed with the addition of polymer. This is due to the fact that natural freeze-thaw conditioning is limited by the total height of sludge that can be frozen in thin layers during one winter with respect to the amount of cold available. Sludge dewatering on conventional drying beds is limited by the application rate and the number of applications possible during one season. Since the efficiency of freeze-thaw conditioning is not affected by the initial concentration of sludges, it would be profitable to thicken them as much as possible in order to reduce the required area. Also, since lagoon sludges are usually highly mineralized, a % dry solid content greater than 20 % may be required in practice (ex: 25 %) in order to dewater the sludge to the desired consistency. Consequently the difference between the required areas for each conditioning method would be reduced; freeze-thaw conditioning already yielding high % dry solid contents.

The final report of the study of large scale facultative aerated lagoon sludge removal, treatment and disposal will be submitted in December 1991.

CONFÉRENCE "SÉCHAGE ET GRANULATION DES BOUES D'ÉPURATION""

par
François Nault, ing. D.E.Sp.
Vice-président
Directeur technico-commercial
Produits d'acier BERLIE Ltée
1225, boul. Industriel
La Prairie (Québec) J5R 2E4
Tél. (514) 659-1986

Les sites d'enfouissement se saturent rapidement et les nouvelles autorisations de mise en décharge sont de plus en plus difficiles, voire impossible à obtenir.

Le procédé de séchage permet des réductions volumiques et massiques fort appréciables et le produit fini, parfaitement stabilisé, permet une valorisation agricole ou thermique suivant l'opportunité et la qualité chimique des boues.

Le procédé de séchage et de granulation consiste en une déshydratation thermique très poussée des boues; plus de 92% de siccité. L'originalité du procédé consiste à transformer des boues en granulés de forme sphérique de l'ordre de 3 mm. Cette granulométrie est constante, mais peut être modifiée au besoin. Évidemment, l'enfouissement ou l'utilisation des granulés comme matériel de recouvrement constitue toujours d'autres options lorsqu'il n'y a pas de possibilité de valorisation des boues.

Lors de la valorisation des boues comme engrais organique, il est à noter que la conception de l'installation permet à tout moment le stockage des granulés, dans des silos offrant la possiblité de reprise par camion, pour une utilisation en sylviculture, horticulture ou agriculture, selon la qualité chimique des boues et selon les règlementations en vigueur.

Une granulométrie consistante et compatible avec les équipements d'épandage usuels, permet une grande versatilité d'utilisation de cet engrais organique; les serres municipales, jardins botaniques, terrains de golf, pépinières sont autant de débouchés pour les granulés.

Un effort sérieux sur le contrôle des effluents industriels à la source prend une signification toute particulière lorsque l'on considère que le produit fini, par sa vente, peut contribuer à l'amélioration de l'économie du projet.

Les systèmes de séchage et granulation peuvent incoporer des silos d'adjuvants et systèmes de mélange de produits visant à compléter la valeur agronomique du granulé en phophore et potasse, si requis.

En valorisation thermique, les boues granulées peuvent être dirigées pneumatiquement vers l'incinérateur et être utilisées comme combustible. La transformation des boues en granulés à 92% de siccité, permet une destruction complète de celle-ci sans créer de zones de refroidissement dans le four ou un stockage possible pour incinération ultérieure. Les granulés sont d'une stabilité exceptionnelle dans le temps. Des échantillons laissés à l'air libre ne présentent qu'une très faible absorption d'humidité.

La filière de séchage et granulation des boues n'offre pas seulement une grande flexibilité au niveau de l'utilisation finale du granulé, mais aussi au niveau de la récupération de chaleur.

Dans le cas de séchage direct des boues à l'aide des fumées d'incinération, le procédé permet la production d'un combustible dont l'énergie est équivalente à l'énergie empruntée aux fumées pour le séchage. Il s'agit donc d'une forme intéressante de récupération de chaleur.

Dans le cas de l'utilisation du circuit fermé du mélange air/vapeur, l'énergie thermique du condensat produit par le procédé dont la température est d'environ 90°C, se prête très bien à une récupération pour chauffage des bâtiments ou des digesteurs. À Bienne (Suisse) par exemple, le biogaz produit par le digesteur anaérobie, sert de combustible au brûleur du séchoir, tandis qu'en retour, le condensat produit par le séchoir chauffe le digesteur.

Enfin, la versatilité et flexibilité du séchage des boues se retrouvent aussi au niveau du combustible utilisé; gaz chauds d'incinérateur, bois, charbon, granulés eux-mêmes, gaz naturel, biogaz, méthane, mazout etc.

DIFFÉRENTS SYSTÈMES DE SÉCHAGE

Les systèmes de traitement thermique des boues qui nous concernent, sont de trois types:

1) - à chauffage direct,
2) - à gaz chauds, provenance et retour du four d'incinération,
3) - à circulation d'air en circuit fermé.

1) Le séchoir de boue à chauffage direct est typique de l'installation de La Rochelle en France. Cette unité a été achevée à la fin de 1983.

Voici un schéma simplifié de ce type de séchoir dit à chauffage direct.

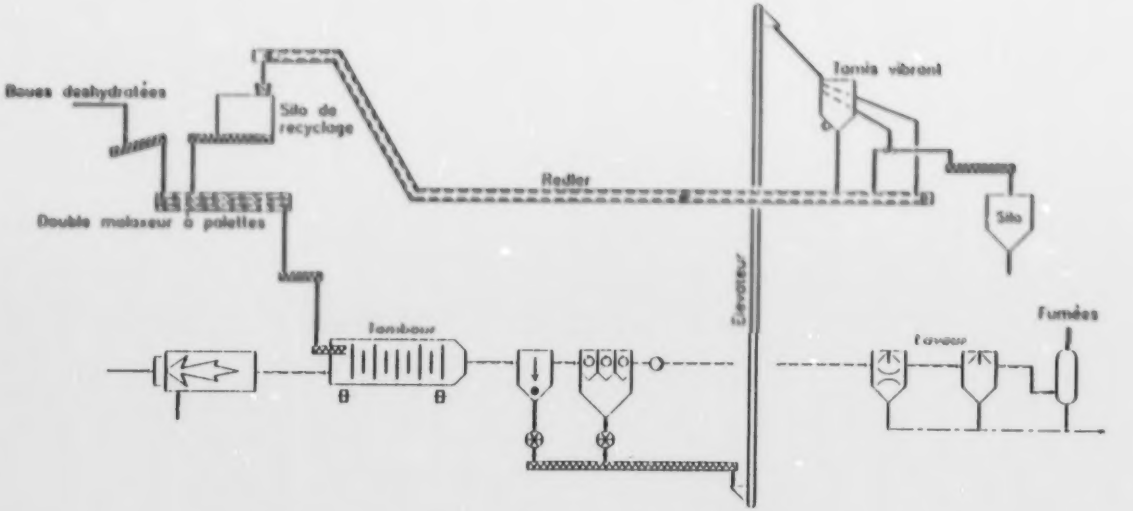


Schéma 1 : Séchoir de boues à chauffage direct

2) Le séchoir de boue à gaz chauds, provenance et retour du four d'incinération, est typique de l'installation construite en 1986 pour la Ville d'Annecy (France). Plus près de nous, la Communauté Urbaine de Québec, utilisera trois unités de séchage de ce type, dès juin 1992.

Dans ce type de séchoir, les gaz nécessaires au séchage proviennent des fours d'incinération à ordures se trouvant dans le même bâtiment. Les buées sortant du séchoir sont ramenées aux fours d'incinération, comme air tertiaire. Les températures des chambres de combustion, généralement supérieures à 800°C, détruisent tous résidus odorants. Vu que toute usine d'incinération d'ordures est équipée d'installations d'épuration des gaz d'évacuation, aucun équipement supplémentaire n'est nécessaire. L'investissement et les coûts de construction requis par ce genre d'installation, sont donc minimisés.

Veuillez trouver ci-dessous un schéma simplifié de ce type de séchoir.

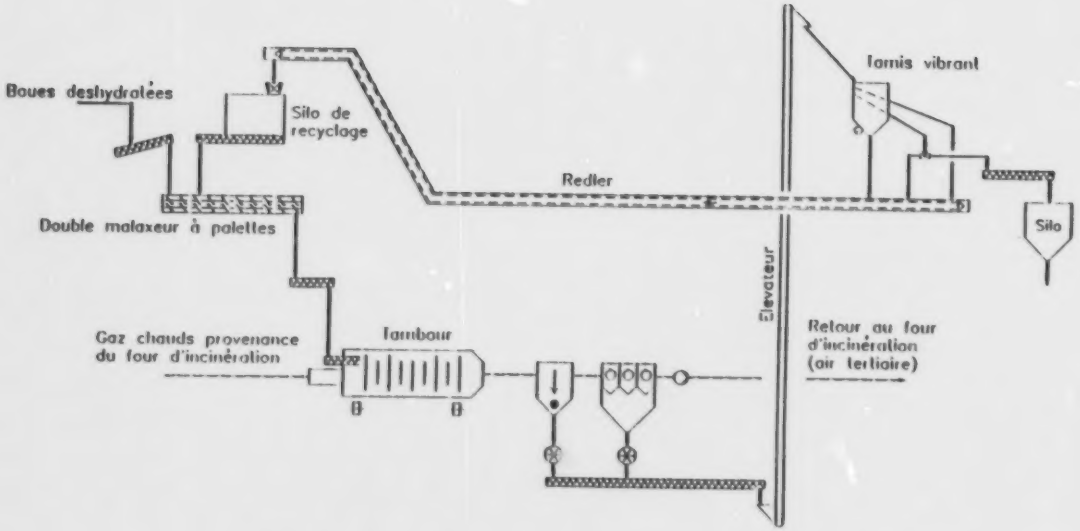


Schéma 2 : Séchoir de boues à gaz chauds
Provenance / retour du four d'incinération

3) Les sources de combustible à bon marché ne sont pas toujours disponibles et il n'est pas toujours possible d'utiliser les gaz chauds d'un incinérateur même si ce dernier est existant. Un troisième type de séchoir a donc été développé.

   Le principe de ce séchoir de nouvelle génération est basé sur un circuit d'air fermé maintenu sous légère dépression, de sorte qu'aucune émission ne parvienne à l'air libre. Le schéma # 3 en annexe décrit le principe de fonctionnement de ce séchoir. Ce type de séchoir est présentement en opération à Bienne et à Vevey en Suisse. Au Québec, la Communauté Urbaine de l'Outaouais devrait inaugurer le premier séchoir de ce type en Amérique, à l'automne 1992. Puisqu'il représente une innovation dans le domaine, dû à son circuit fermé d'air de séchage et à sa possibilité de récupération de chaleur du condensat, son fonctionnement est expliqué plus en détail ci-après.

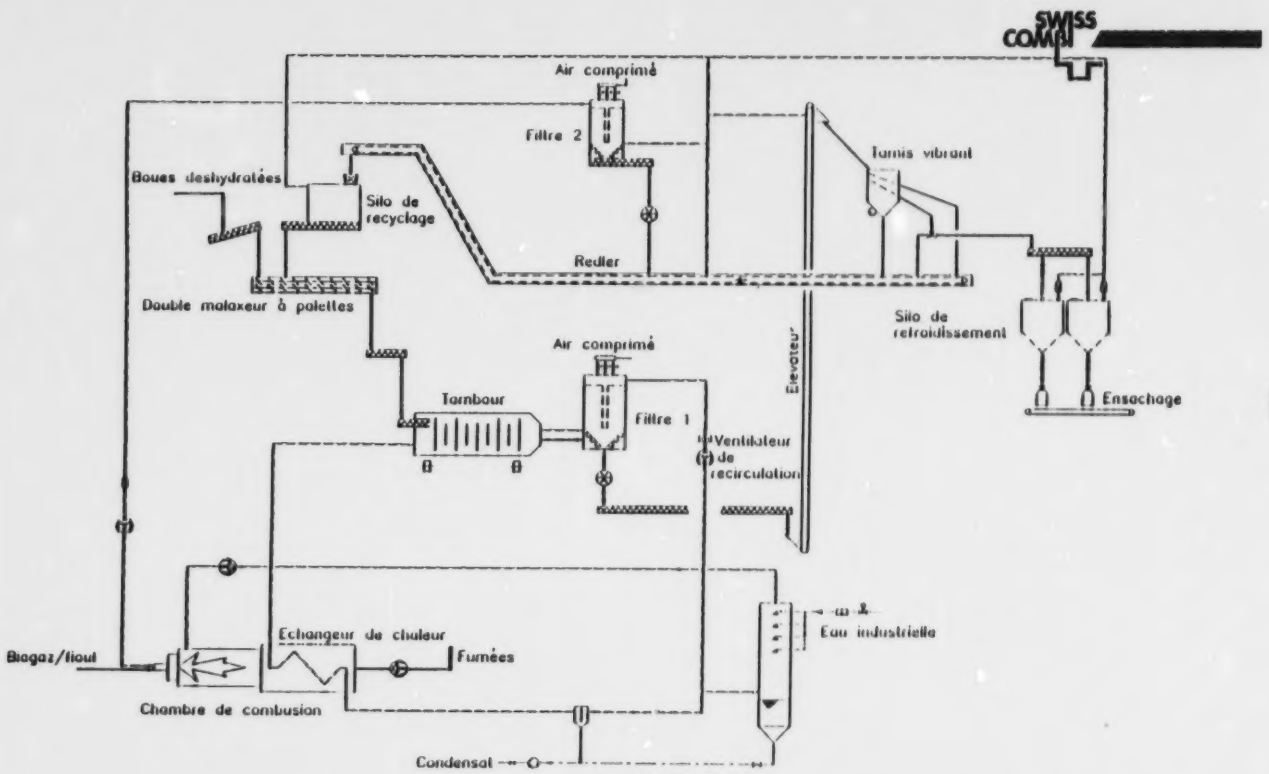


Schéma 3 : Séchoir de boues à circulation d'air

PRINCIPE DE FONCTIONNEMENT, SÉCHAGE EN CIRCUIT FERMÉ

Avant d'arriver au tambour de séchage, les boues déshydratées sont mélangées dans un double malaxeur à palettes, avec du produit déjà séché, afin d'obtenir une structure granuleuse. Cette préparation est impérative pour éviter un colmatage du tambour.

Le produit recyclé composé des particules fines tamisées ainsi que des grosses particules concassées, est amené dans le silo de recyclage. De là, il est dosé par une vis d'extraction dans le double malaxeur à palettes. Si nécessaire, une fraction des granulés finis peut aussi être concassée par le broyeur et recyclée.

Après passage dans le tambour, les boues séchées sont séparées du mélange air/vapeur dans un filtre à manches avec pré-cyclone intégré. Elles sont extraites par l'écluse et convoyées par la vis inclinée et l'élévateur vers le tamis vibrant. Le tamis vibrant sépare le produit séché en trois fractions. La fraction intermédiaire représente le produit fini. Les granulés trop grands ainsi que les fines sont recyclés tel que décrit ci-dessus. Afin d'éviter des problèmes de condensation, le produit fini est refroidi dans le silo de stockage par circulation d'air en contre-courant.

Tous les équipements sont maintenus sous dépression. Cet air d'aspiration est filtré par un filtre à manche, et utilisé comme air primaire dans la chambre de combustion. Ceci permet d'éliminer toute poussière dans le produit fini, ainsi que les odeurs, et de maintenir les équipements très propres.

L'énergie de séchage est produite par une chambre de combustion utilisant du gaz naturel ou du biogaz. La température dans la chambre de combustion est fixée à 800°C environ pour assurer une destruction totale des odeurs. Les gaz de combustion transmettent leur énergie par un échangeur de chaleur sur le circuit d'air de séchage, qui a une température à l'entrée du tambour de 450°C environ. Les gaz de combustion quittent l'échangeur par la cheminée à une température de 160°C environ. Afin d'éviter des incrustations dans l'échangeur, l'air/vapeur de séchage passe par un filtre à manches qui capte les particules de poussières.

Une partie du mélange air/vapeur est évacuée vers un condenseur avec système d'injection d'eau, utilisant l'effluent traité de la station d'épuration. Le condensat est retourné vers la station d'épuration à une température de 85-90°C. L'énergie thermique présente dans les condensats peut être récupérée pour réchauffer les digesteurs de la station d'épuration. Les gaz incondensables sont envoyés vers la chambre de combustion de l'échangeur comme air secondaire.

L'installation est surveillée et conduite par une armoire de commande avec automate programmable. L'installation ne demande donc pas de surveillance permanente par le personnel de la station d'épuration.

Si vous désirez plus d'information sur les procédés de séchage qui ont été brièvement présentés ici, veuillez communiquer avec notre équipe technique:

Au nom de Produits d'acier Berlie Ltée et Swiss-Combi, je vous remercie de l'attention que vous avez portée à cette présentation.

COMPOSTING SEWAGE SLUDGE

BY MEANS OF FORCED AERATION

AT THE

WEST WINDSOR POLLUTION CONTROL PLANT

WINDSOR, ONTARIO

by

Louis S. Romano, P. Eng.

Director of Pollution Control

CITY OF WINDSOR
Department of Public Works

CANADA'S FIRST SYSTEM OF COMPOSTING SEWAGE SLUDGE BY MEANS OF FORCED AERATION

INTRODUCTION

This paper outlines how and why a composting process came about in the City of Windsor, Ontario. The experience obtained in Windsor possibly could assist other jurisdictions to evaluate the potential benefits of this method of sludge disposal.

Windsor operates two sewage treatment plants. The easterly Little River Pollution Control Plant is rated at 14 MGD and is conventional secondary. The West Windsor Pollution Control Plant has a present capacity of 35 MGD and uses physical-chemical technology. Average flow into the plant during the 1980s was 26 MGD or 118,000 m^3/day.

From 1970 to 1985 the Little River Plant has disposed of approximately one half of its sludge to a private free-enterprise composter. This sludge is extremely low in toxic heavy metals and the finished product was sold as a soil conditioner in Ontario and in the State of Michigan under the name "Grow Rich". As many of you know this firm has now moved to the Niagara Peninsula. The remainder of the sludge was disposed of at the City's sanitary landfill, along with sludge from the West Windsor Plant, until early 1973. In the summer of 1973, the sanitary landfill sites in the city were closed for disposal of refuse and sewage sludge and arrangements were made with the County of Essex for the disposal of these wastes at a county landfill site some 25 miles away. The cost of disposal increased substantially.

The City's administration began looking for alternate ways of disposing of sewage sludge, such as a recycling program that might be economically feasible. We reviewed the composting process used by the commercial composter accepting the Little River sludge, however this process used the windrow method and required extensive land and an extensive buffer zone, which were not available to the City.

Heat treatment and incineration were evaluated, however the capital operating costs were too prohibitive for the size of the City's two plants. At the time it appeared as though continued landfilling would be the only solution. Then in 1976, the City Administrator was apprised of aerated rapid composting, as developed by the U. S. Department of Agriculture at its research laboratories in Beltsville, Md. Several field trips were made to Beltsville by City personnel to obtain first hand information on the process.

We decided to evaluate the composting process in Windsor as to cost effectiveness and actual results obtainable from West Windsor sludge. (It must be remembered that sewage sludge has different characteristics which vary from plant to plant.) Experimental piles were built at the West Windsor Pollution Control Plant commencing in 1977, with the invaluable assistance of Dr. Eliot Epstein, Soils Scientist, who was retained as the City's composting consultant. Straw, corn cobs and woodchips were used as bulking agents and mixed with the sludge. The trials proved that the USDA aerated method of composting using woodchips worked very well in Windsor. Projected costs of composting were some 15 to 20 percent higher than haulage and burial at the landfill, however this did not take into account

the value of the finished product, if indeed there was a firm market for compost. Also, the capital cost of landfill acquisition was not considered.

At about the same time in 1977, Windsor's Council decided that the closed landfill on the city's west side would be converted to a park and golf course. It was estimated then that the cost of obtaining sufficient topsoil to convert the 160 acre site would be some $500,000 at that time. If the composting process generated approximately 10,000 cubic yards of finished compost per year, then it would take 10 to 15 years to complete the conversion of the landfill....Development of a park now made composting at West Windsor a reality.

THE SITE

The West Windsor Pollution Control Plant was chosen for composting for the following reasons:

1. West Windsor was the largest of the two plants, hence the greatest benefit would accrue in scale of operation as well as ceasing haulage of sludge along city streets.
2. Six acres were available on site for at least another 10 years, on which the composting process could be carried out.
3. The site was 1,100 feet from the nearest homes.
4. The site could be economically drained to sanitary sewer.

The West Windsor Plant produces approximately one ton of dry solids, as sludge, per million gallons of flow treated. This primary/chemical sludge is pumped from the clarifiers to the dewatering building where, at that time, vacuum filters and one centrifuge served as dewatering equipment. The raw sludge had a solids content of approximately eight percent, which was increased to 26 percent when dewatered by centrifuge and 20 percent when dewatered by vacuum filter. Approximately 35,000 tons of wet sludgecake per year required disposal.

It was necessary to receive approval from the Provincial Environmental Assessment Board before commencement of composting. Conditional approval was given by the Board, with the stipulation that monitoring of the compost, both during its preparation and as a finished product would be undertaken on a regular basis for determination of pathogenic organisms and heavy metals, and that off-site monitoring be implemented with respect to application of compost on public property.

SITE PREPARATION

On completion of a six month compost trial in 1978, it was proven that this process was feasible. Windsor did not, however, know if the compost process would be a long term method of disposing of the West Windsor Plant's sludge so a minimum of capital expenditure was undertaken for the first phase of the process, which was projected as a five year plan. The City spent approximately $150,000 to prepare a site. This was considered as a sizeable amount at the time. Tile drains, with French drains to the surface, were placed on four acres of land to collect leachate and runoff water and return it to the treatment plant. Also, a 100 ft. by 150 ft. concrete pad and an electrical power line to illuminate the area and provide power for the aeration fans were constructed. A screening plant was purchased to recover the woodchips for recycling into the process.

A decision was made to have the work tendered to the private sector, with close supervision by plant staff, and a five year contract was let in 1978. The contractor supplied large front-end loaders, a truck to haul the sludge from the dewatering building to the mix pad, and a tractor and rototiller for mixing the sludge with bulking agents. It was estimated in the contract that about two thirds of the yearly sludge quantity of 30,000 wet tons would be composted. Because of the facility limitations and compost equipment deficiencies, only one half of the yearly tonnage was composted, or 3,400 dry tons per year.

The process, after three and a half years of experience, proved to be a very effective way of recycling sewage sludge. Odours were controlled on the site, pathogen kill was excellent and the finished product when rototilled into landfill clay cover revegetated the ground vigorously. Therefore, when the West Windsor Plant was expanded in 1980-81, it was also decided to improve the composting site facilities (Fig. 3) based on the experience and observations of the system. The total capital expenditure of $800,000 was warranted as it was estimated then in 1981 that considerable quantities of compost would be required by our Parks Department to the end of the 1980's. The cost of top soil now exceeded $1,000,000. Composting could continue indefinitely if the sludge characteristics remained the same and if the present compost quality was maintained and markets or end uses other than internal to the City were found in the future. The following capital projects were undertaken in 1980 and also changes to a new second term of the composting contract, which began in May of 1983.

1. **An asphalt hard surface area was prepared for the composting area, with good slopes to drainage.**
   The original crushed stone pad required a great deal of maintenance to keep good drainage, as the dirt like compost characteristics quickly made the stone surface almost impermeable. In freezing weather there was inadequate drainage of surface leachate, and proper slope and grade maintenance was difficult. There are also approximately 50 gallons per day of condensate to be removed from the ventilation piping to the fans in the first five days of composting cycle, and a very adequate all season system was provided.
2. **A covered drying building was constructed about 100 ft. long and 85 ft. wide, with forced air trenches every 5 ft. inside the building.**
   Experience in the first four winter and spring seasons had demonstrated that when compost piles were broken down for screening at the end of the 30 day cycle, some of them, or portions of the piles, were too wet to screen immediately. This material could be set aside in the summer and fall months when, with warm weather and little rain, the material would dry enough within three or four days to screen. However in the cold, wet months the unscreened compost would become wetter as precipitation cooled and soaked the material. Without air to continue the biological heat cell necessary to keep the material warm and expelling moisture, the whole curing pile would become so wet in the winter and spring, that screening could not take place until summer. The accumulated unscreened compost then

6. Superior mixing was specified in the new contract by the use of modified agrimixers.
   The tractor-rototiller going over a layer of one foot of woodchips and four to six inches of sludge previously resulted in a crude mixture and very often an inconsistent bulking agent to sludge ratio. These mobile mixers along with discharge weighing systems for sludge in the new dewatering building allow for precise sludge to bulking agent ratios to be maintained, as well as thoroughly uniform mixture.

The above six entities have made the composting process fully effective through the period from 1980 to 1986, facilitating the composting of 7,000 dry tonnes per year without any seasonal hardships, or odour complaints from the neighbourhood next to the plant.

WEST WINDSOR COMPOST PROCESS (1983 TO 1990)

The composting process cycle, in brief, was as follows:

1. The centrifuged sludgecake, at an average solids content of 29 percent, was automatically weighed in to a modified agrimixer, similar to mixers used to mix cattle feed in large batches.
2. A measured quantity of bulking agent (wood and rubber chips) was added by front-end loader to the agrimixer, which was truck-mounted or tractor-pulled. The ratio was from two and one-half to three parts bulking agent to one part sludgecake. This ratio was calculated by the City's foreman supervising the contractor, and was based on the moisture content of the sludge and bulking agent. Moisture content must not exceed 55 percent of the mixture.
3. Mixture was then taken to the compost pad and placed on a base of clean bulking agent approximately 12 to 14 inches deep. Plastic perforated piping was already laid on the asphalt at eight foot centres. The sections of perforated piping were connected at one end to a fan capable of drawing 550 C.F.M. at a static pressure of four inches of water. Each base was 25 feet wide and 85 feet long.
4. The mixture of sludge and bulking agent was placed by front-end loader from seven to 11 feet high on top of the base (Fig. 1).
5. When sufficient mixture was placed, a blanket of cover material, usually unscreened compost, was placed for insulation purposes.
6. Cross-section of a single pile; see Fig. 1.
7. The three sections of suction piping from the base were connected at the end facing the fan to a solid but flexible plastic pipe. This pipe was extended out from the pile to a drainage tee and U-trap, located over a manhole. The leachate from the trap drips into the manhole, which was connected to sewers leading back to the plant.
8. The suction piping from the drainage tee was then connected to the fans, which were run individually on a fully variable timer-controller. The fans usually ran on a cycle of four to 15 minutes on, and two to eight minutes off. The timers were set by the City's foreman, and control both temperatures and oxygens in the individual piles serviced by the fan.
9. The air discharged from the fan was very odourous and it was necessary to scrub the air of the malodorous substances. This was accomplished by diverting the air into a scrubber pile made

up of screened, finished compost. The compost removed the malodorous elements of the air discharged by fan.

10. The compost piles were stacked or built in series with no space between them. This resulted in better temperature control, conservation of site space and less cover material. The compost pad was capable of containing 10 piles on each side. About three or four new piles were built each week and also the same number were removed, being at the end of the compost cycle.
11. The composting piles were monitored for oxygen and temperature on a periodic basis, at least twice a week for each pile, to assure sufficient data to prove pasteurization. Temperatures reached 55°C, or 130°F, throughout the pile for five successive days in order to completely destroy harmful pathogenic bacteria and viruses. At West Windsor, the normal minimum temperature of the piles was 60°C, or 150°F. Generally most of the curing pile cross-section (Fig. 1) reached 72°C, or 160°F, for a period of over two weeks (Fig. 2).
12. The curing pile was broken down after 30 days of composting. The material was still very warm and a significant amount of moisture was given off as the loader moves the material to screening, or for further drying in the drying building, if its moisture was above 40 percent.
13. The compost was then screened over a 3/8 inch mesh screen in order to recover 85 percent of the original woodchips and all of the rubber chips in the mixture. The type of screening equipment was critical to the whole process, as improper screening plants can almost totally bog down the process if the end step does not keep up with the composting. This paper will not detail the material handling exercise; anyone interested may contact the Director of Pollution Control to discuss this aspect more fully.
14. The finished, screened compost was an earthlike material containing fine wood slivers, and had a composition as shown on Table I and Table II.
    Table I gives a comparison of chemical composition of sludgecake with screened compost. It should be noted that while there was a substantial drop in moisture content in the final product, there was also a slight reduction in nutrient content. Compost was not a fertilizer because of low levels of nitrogen, phosphorus and potash.
    Table II exhibits the heavy metal content in compost and the Provincial guidelines of maximum acceptable metal concentration in compost containing five percent nitrogen or less.
15. The recycled bulking agent (wood and rubber) was replenished with fresh woodchips to make up that which was lost in the finished compost product. It was then reused to mix with the sludgecake as in Step 2.

IMPROVEMENTS IN THE MID 1980'S

Water Scrubber Drum on Ventilation Piping

The malodorous gases that the fan drew out of the piles during its operation were scrubbed solely by passing the gases through the scrubber pile. This scrubber pile consisted of fine screened compost. This very effective method was discovered in West Germany

became anaerobic, making the screening process very difficult, and causing odours to be emitted at times from the site. Now moist, unscreened compost that was discovered at the end of a compost cycle is placed in the drying building. Air forced through the trenches keeps the biological heat cell functioning -- temperatures occasionally reach 85°C -- and since the material is protected from the elements, the unscreened compost drops below 40 percent moisture within a few days. The unscreened compost, at this moisture, is dry enough so as not to blind or plug the screen openings and the bulking agent can be separated from the compost for reuse in the next mixing cycle.

3. **A mix building was built, with a roof and two concrete collector walls.**
This building houses the mixed sludge and bulking agent from the elements before placement on the compost pad. Also, a small quantity of bulking agent is stored here in order to have dry mixing material on days of precipitation.
It was discovered that on rainy days, a rain or snowfall could add moisture to the sludge/bulking agent mix and upset the desired initial moisture balance, thereby adversely affecting the subsequent compost process.

4. **Rubber chips (chopped scrap tires purchased under contract from Uniroyal) have been acquired to partially substitute for up to 50% of degradable woodchips used in process for bulking agent in latest contract.**
Experiments in 1980 and 1981 proved that a large portion of the degradable woodchips could be replaced with non-degradable rubber. This does beneficially affect the process by reducing compaction over time of the static pile effecting superior aeration; and results in a substantial saving, since the woodchips that break down in the process equate to approximately 20 percent of the wood used in each cycle of the compost process.

5. **Liming Station for Septic Waste.**
It was discovered in the fall of 1978 that odours were increasing from the compost piles, although no change in the entire sludge disposal method was perceived. In the spring of 1979 it was suspected that the large increase in septic waste shipments to the West Windsor Plant could be the cause. The Ministry of Environment had prohibited land and lagoon disposal of this waste in the entire county, and West Windsor was now the only receiver.
Tests by our Laboratory and Chemist proved that the suspicions were founded. The fatty acids in the septage (really small gobs of rancid grease) simply did not break down in the 30 day compost process. In fact the fatty acids prevailed throughout the 30 day compost period, and the high compost temperature enhanced the rancidity. Liming the septic and thereby raising the septic liquid pH to 11.0 for 30 minutes neutralized over 95 percent of the fatty acids. Therefore in 1980 a "liming station" was constructed so that all septic waste was thoroughly mixed with lime and held for 1/2-hour before being dumped into the receiving inlet sewer.

and adapted to the Beltsville Aerated Method. The compost must be kept damp, however, for it to be fully effective. A dry compost has little microbial action, and it is this process that adsorbs the mercaptans and sulphides contained in the ventilation gases. In the summer period Windsor's temperatures (over 72°C) were so high that it was difficult to keep the scrubber piles uniformly moist and odour control was more difficult.

The innovation was the placement of a small water scrubber before the fan. In this case it consists of two 45 gallon drums as the outer shell, a spray nozzle using effluent water for spray and the drum packed with plastic tower packing rings. The spray water is directed to sewer, where the ventilation condensate piping is located. This water spray removed 80 percent of the mercaptans, and cools the gases from 72 to 40°C. In this way the scrubber piles remain moist and odours were effectively controlled.

UNEXPECTED CHANGES AND PROBLEMS COMMENCING IN LATE 1986

Nothing remains static in this world and the compost process was to be buffeted severely starting in late 1986. As was stated previously, composting had operated well at the West Windsor Plant for over 7 years. Odours off site were almost nonexistent, the final product was a good soil amendment for the City and its operation until now almost totally unobtrusive.

The compost screening plant had been near the plant dewatering building for over five years, and occasionally the wind direction brought a little compost dust into the building. In my opinion a deteriorating labour management atmosphere brought charges from the City's union and dewatering crew that the compost dust was adversely affecting the well being of the City's dewatering crew. This situation culminated in the fall of 1986 by the Ontario Ministry of Labour declaring that compost dust was a toxic substance and detrimental to health. The contractor's compost workers were thoroughly checked medically and experienced no health problems.

The compost process was shut down for six months while the City undertook a $200,000 medical, biological and chemical analysis with the University of Windsor and world class experts from the U.S., (paper entitled, "Assessment Of Health Risks Associated With Processing Sewage Sludge For Composting", presented at the American Industrial Hygiene Conference, Montreal, P.Q. June 1987), while an appeal to the conclusions made by the Ministry of Labour was undertaken. The final result was basically a compromise. The screening plant was moved into a new building and a superior filter was placed on one of the two heating and ventilating systems in the dewatering building. The Ministry of Labour withdrew the toxic allegation regarding compost.

Problems with the process were not to end there. As the process was restarted in the early summer of 1987, landfill leachate from the county began to arrive for disposal at the West Windsor Plant. This was to be the second and most profound change to the raw sewage influent to the plant. By the end of 1988, 55,000 to 115,000 gallons of leachate were arriving each day, and by early 1989 up to 200,000 Imperial Gallons - (910 m^3/day) per day were disposed at West Windsor Pollution Control Plant. This landfill leachate contains a large quantity of fatty acids; the liming station was totally incapable of adequately handling this volume and

neutralizing the fatty acid content. Odours increased as the volume of landfill leachate increased. Now, instead of three or four single odour complaints per year from the neighbourhood around the plant, one could receive three or four complaints in one morning.

New modifications to the compost process were investigated, including additional blower capacity to bring the system up to the latest technology (1,000 cubic feet per hour per ton sludge); and an adequate liming station for county landfill leachate. The cost was approximately $2.75 million.

A second alternate was reviewed and that was a temporary system for sludge lime stabilization. The Little River Plant sludge which could no longer go to county landfill no. 3 because of the "Not in My Backyard" (N.I.M.B.Y.) syndrome has been successfully recycled by lime stabilization and applied to farm land since January 1988. This is presently being undertaken by a firm called STP Environmental Group Ltd.

A proposal was submitted to Council in January 1990 to either spend the $2.75 million to upgrade the West Windsor site or temporarily go to lime stabilization of West Windsor sludge, until a process, facility and environmentally acceptable solution is found for both plant sludges on a long term basis. Council chose the latter.

Composting was shut down in June of 1990 and the West Windsor sludge is being lime stabilized for a period of 30 months to the end of 1993. This involves mixing sludgecake and approximately 10% quick lime to achieve a pH of 12.0 for at least 24 hours. The stabilized material is remixed at two to three week intervals over a period of three months. The pH at the end of this period is approximately 8.0. The finished lime stabilized product has been extensively tested and has been found free of pathogens and parasitic ova. The final product, however, has very little nitrogen content, but is useful because of its humus component and the calcium and phosphorus value that many farmers desire.

If the lime stabilized material is used within 30 days, it still is releasing ammonia, and as such, it is an excellent material for daily landfill cover instead of using clay soil. The free ammonia is a total detriment to rodents and sea gulls. It has been used effectively at two landfills in the county as daily landfill cover.

Crop tests on sunflower - corn - wheat and soybeans have been underway for the past year and results should be available in early 1992.

The City of Windsor is presently preparing a long-term 15 to 20 years sludge recycling solution for its two Sewage Treatment Plants. At this time, it would appear that this will be a composting system although lime stabilization has not been ruled out. Finalization of future planning should be complete within a year.

COMPOST COSTS

The cost to compost sludgecake at the West Windsor Plant in 1990 was $28 per ton, or $98 per dry tonne. This does not take into consideration any amortization costs on the $1,300,000 capital investment, or equivalent value of the compost as a usable product.

COMPOST USE

The City of Windsor was fortunate in obtaining a grant from the Ministry of the Environment that covered about 75 percent of the cost for the three years of both a demonstration study and an in depth replicated study on clay and sandy soils at the Ridgetown College of Agricultural Technology.

Compost from both Windsor and the MOE's Toronto Experimental Recovery Centre was applied to corn plots and the results of the tests were very encouraging. This study ended with the 1983 corn crop and published results are available from the College. Also the third and final year of a turf study is being undertaken by the University of Guelph. Again the results are very positive and the final report should be published at year end.

Humus material is in short supply in the cash crop sector of Essex, Lambton and Kent Counties of Ontario and the demand will be ever-increasing for agricultural use. Compost is an excellent soil conditioner. In sandy soils it stabilizes the earth, preventing wind erosion and adding moisture. In one of the city's parks, Mic Mac Park, an area known as the commons was very sandy and grasses continually died out, especially in the warm, dry weather. The area was treated with an average of four inches of compost, which was rototilled into the sandy top layer of soil and the results have been excellent.

Although there have been no scientific tests done in Windsor, the USDA's experience in the Washington D.C area shows that sod, seeded with compost, is ready for marketing within six months, while sod grown on identical soil and treated and cared for in the conventional manner, takes some 14 to 15 months to mature. It was found when using Beltsville compost that infiltration of water, both in intake per hour and in total intake over a three hour period, increased by more than 50 percent.

Tests done at the University of Guelph with West Windsor compost showed that it compared favourably with Milorganite, an American fertilizer - based on sewage sludge - that is well regarded by Golf Course Green Keepers in Canada.

CONCLUSIONS

1. Composting of sewage sludge is practical in most urbanized areas of Canada.
2. Composting is a method to treat waste, or recycle waste, which at this point is not a significant moneymaker unless large sums are expended.
3. The exothermic process generates temperatures within the pile that effectively destroy many of the human pathogens.
4. The composting of sewage sludge is a conserver of energy when compared with other methods of disposal.
5. Careful planning and trial testing must be undertaken prior to finalizing the compost system.

6. The end product can be utilized as a soil conditioner in publicly owned parks and recreational areas, and it could also be used by the agricultural industry in the production of field crops if chemically acceptable.
7. The compost process can readily be contracted out or done by City forces.

1991 09 19

L. S. Romano, P. Eng.
Director of Pollution Control

TABLE I.

CITY OF WINDSOR

COMPARISON OF CHEMICAL COMPOSITION OF SLUDGE CAKE WITH SCREENED COMPOST.

CONSTITUENT	SLUDGE CAKE	COMPOST
SOLIDS	29·0 %	65·7 %
VOLATILE (% Of Dry Solids)	57·5 %	32·9 %
AMMONIA - NITROGEN	0·18 %	0·28 %
KJELDAHL - NITROGEN	2·3 %	1·6 %
PHOSPHORUS AS P	2·0 %	1·9 %
POTASSIUM AS K	0·07 %	0·1 %

NOTE: TEST DATA REPRESENTS AVERAGE VALUES OF COMPOSITE SAMPLES

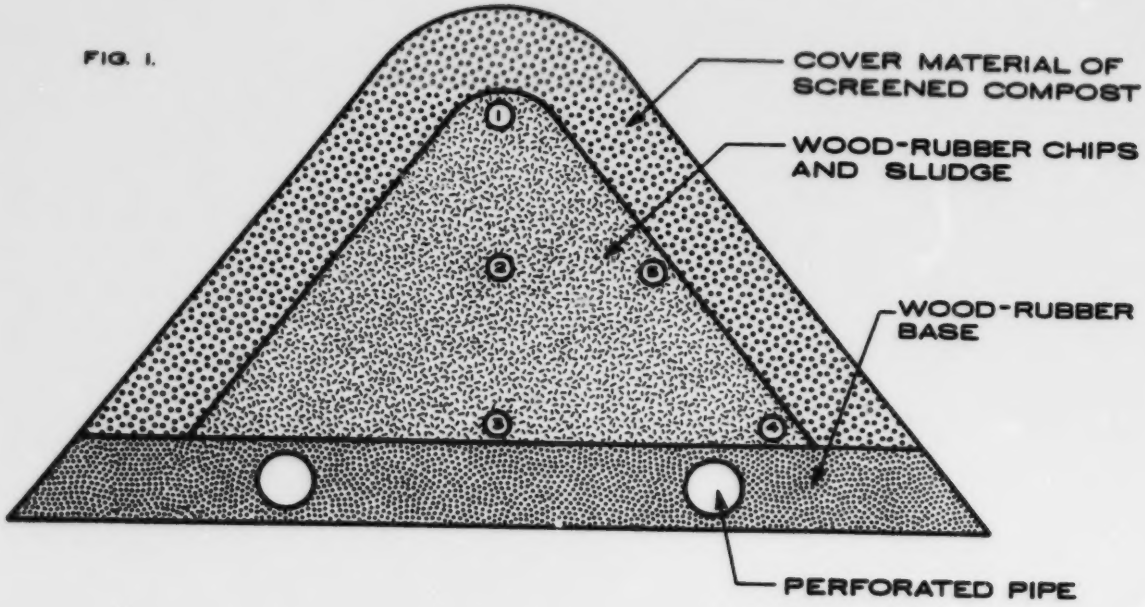
TABLE II.

CITY OF WINDSOR

HEAVY METALS IN SLUDGE COMPOST WITH RESPECT TO ENVIRONMENTAL GUIDELINES

CONSTITUENT	COMPOST	PROVINCIAL GUIDELINES
CADMIUM	8·2 mg/kg	10·0 mg/kg
CHROMIUM	393 "	1,000 "
COPPER	401 "	750 "
NICKEL	202 "	160 "
LEAD	309 "	450 "
ZINC	1,390 "	1,650 "
MERCURY	2·3 "	4 "

FIG. 1.



CROSS SECTION OF A COMPOST PILE SHOWING TYPICAL SAMPLING POINTS

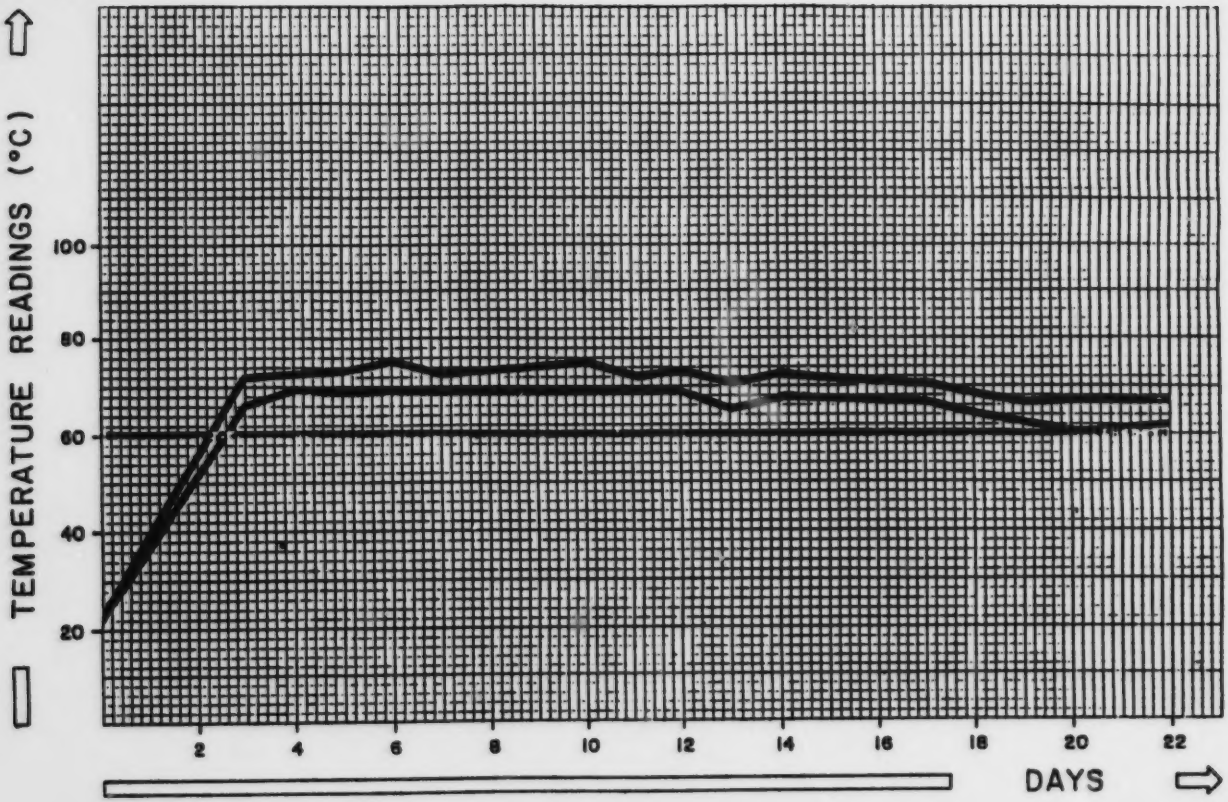


FIGURE 2

AVERAGE & LOW TEMP. RDGS. WITHIN WELL INSULATED PILE.

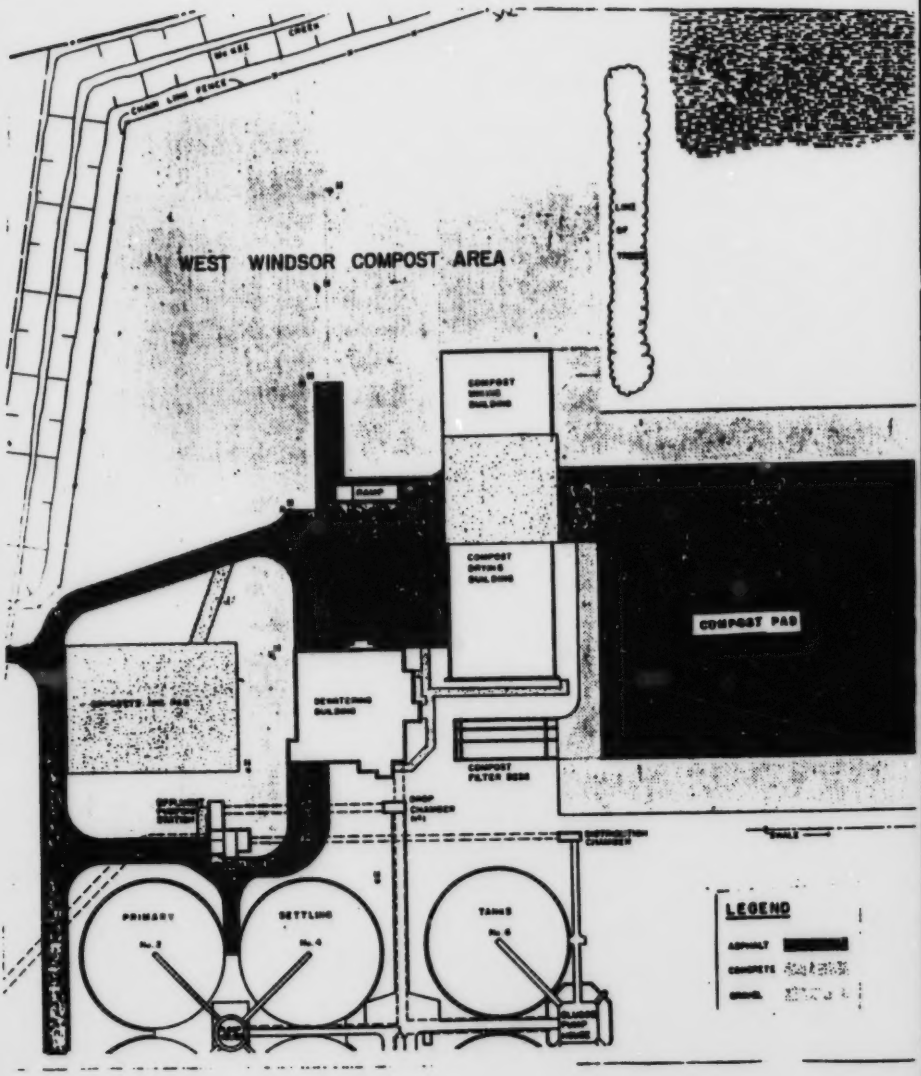


FIGURE 3

LA DIGESTION AÉROBIE THERMOPHILE AUTOTHERMIQUE DES BOUES

par

P. Grulois et J. Aguillon , J.M. Audic, C. Fayoux
C.I.R.S.E.E. Lyonnaise des Eaux-Dumez
38, rue du Président Wilson
78230 LE PECQ

INTRODUCTION

L'évolution actuelle de la normalisation dans le secteur de l'assainissement va conduire, par un traitement d'eau toujours plus poussé, à générer des quantités croissantes de boues.

Dans ce contexte, il sera important de mettre en oeuvre des procédés aptes à traiter de manière efficace ce produit issu du traitement des eaux.

Les objectifs face à cette nouvelle situation sont multiples :

- diminuer le volume des boues à évacuer du site de traitement
- récupérer un produit qui n'évolue pas trop dans le temps
- avoir un procédé qui s'intègre sans effets néfastes dans la chaîne de traitement.

La stabilisation thermophile est actuellement utilisée comme première phase avant une digestion anaérobie. L'étude qui suit considère cette technique comme un procédé à part entière dont les perspectives semblent intéressantes pour le traitement des boues des petites et moyennes stations d'épuration (jusqu'à 40 000 eq.hab., enquête EPA, 1981).

Dans une première partie seront présentés les résultats qui ont permis d'opter pour un temps de séjour de 7 jours. Après avoir confimer les performances à ce temps de séjour, nous examinerons les contraintes et les impacts inhérents à la mise en oeuvre de la stabilisation aérobie thermophile.

PRINCIPE DE LA STABILISATION AEROBIE THERMOPHILE AUTOTHERMIQUE

La digestion aérobie thermophile des boues est un procédé d'oxydation de la matière organique contenue dans les boues par oxydation en milieu aérobie, entraînant un dégagement de dioxyde de carbone et mettant en oeuvre des réactions exothermiques qui fournissent de la chaleur au système.

On peut retenir le schéma de principe suivant (figure 1), qui permet de visualiser les différentes étapes de transformation de la matière organique (FUGGLE et Al, 1985 ; HAMER et Al, 1987).

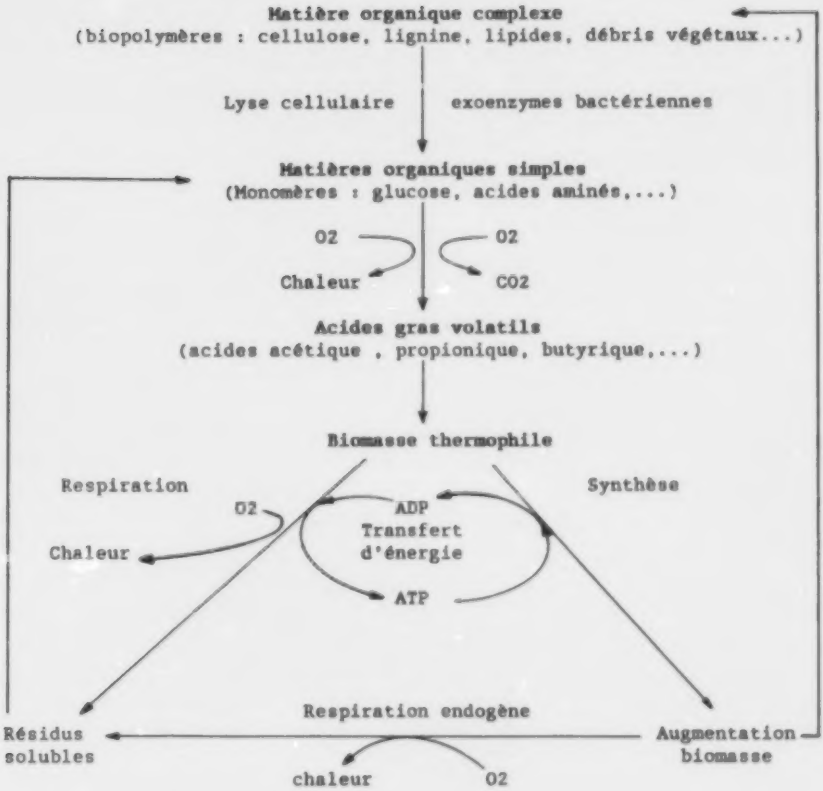


FIGURE 1 : SCHÉMA DE PRINCIPE DE LA DIGESTION AÉROBIE THERMOPHILE.

MATERIEL ET METHODES

Les essais ont été menés sur un réacteur pilote de 250 litres, aéré par un disque poreux. Les boues mixtes (primaires + biologiques) d'alimentation sont issues du décanteur primaire de la station de Chantilly (60). Dans ce réacteur sont étudiés les temps de séjour de 4.3, 6, 7 et 10 jours. Les données à 25 jours de temps de séjour émanent d'une étude réalisée sur le digesteur aérobie thermophile industriel de la station. Le passage de cet ouvrage en processus aérobie thermophile résulte de la réhabilitation d'une fosse Imhoff.

Les matières sèches (MS) et les matières volatiles (MV) sont déterminées par les méthodes françaises normalisées NFT 90-105 et NFT 90-029. Les lipides sont analysés par la méthode d'extraction à l'hexane-méthanol de FOLCH et Al (1957).

Les protéines sont estimées par la méthode proposée par PAVLOSTHATIS et Al (1988), en multipliant la concentration en azote organique par un facteur de 6,25. La cellulose est déterminée par la méthode de WEENDE (NFV 03-040).

ETUDE DES PERFORMANCES EN FONCTION DU TEMPS DE SEJOUR

Evolution des matières organiques

Le pilote est alimenté par des boues mixtes extraites du décanteur primaire de Chantilly. Le rapport MS/MV de ces boues oscille autour de 75 %.

Les mesures réalisées ont permis de constater que le rendement d'élimination des matières organiques (MV) augmente très vite dans un premier temps (49 % à 6 jours de temps de séjour) et évolue ensuite beaucoup plus lentement (figure 2). Un rendement de 41% a été mesuré sur les MS à 25 jours de temps de séjour.

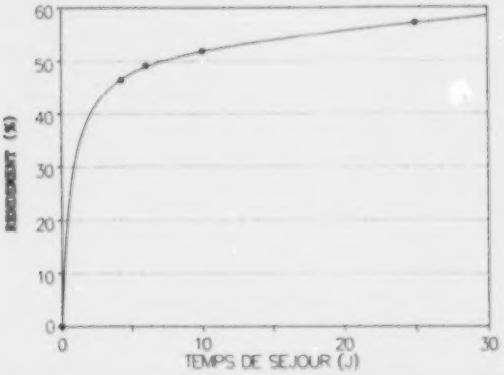


FIGURE 2 : RENDEMENTS DE DÉGRADATION DES MV EN FONCTION DU TEMPS DE SÉJOUR.

Ces rendements de dégradation montre l'intérêt de la stabilisation aérobie thermophile. AMAR et Al (1990) comparent des rendements obtenus sur la même installation à 25 jours (MS : 42% et MV : 57%) à ceux obtenus sur une stabilisation aérobie conventionnelle, qui sont respectivement de 15% sur les MV et de 5% sur les MS, avec 25 jours de temps de séjour.

Des analyses plus précises ont été réalisées afin de mieux connaître la composition de la matière organique des boues.

* Les protéines

Les protéines constituent de 20 à 30 % de la matière volatile et sont rapidement éliminées par le procédé de digestion aérobie thermophile autothermique (figure 3).

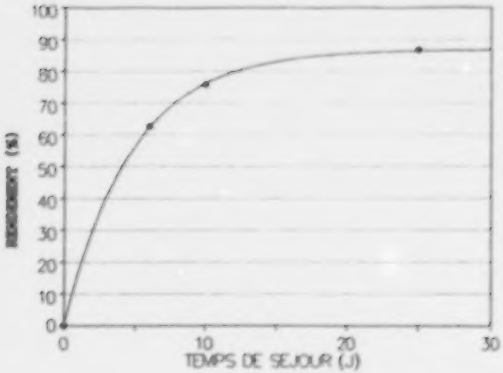


FIGURE 3 : RENDEMENTS DE DÉGRADATION DES PROTÉINES EN FONCTION DU TEMPS DE SÉJOUR.

Les résultats obtenus sur la dégradation des protéines sont excellents et indiquent que ces composés sont touchés rapidement et dans une large proportion par ce traitement.

* Les lipides

Les lipides représentent une proportion de 20 à 25 % des matières volatiles en suspension. Cette famille de composés est très bien dégradée par le traitement aérobie thermophile (figure 4).

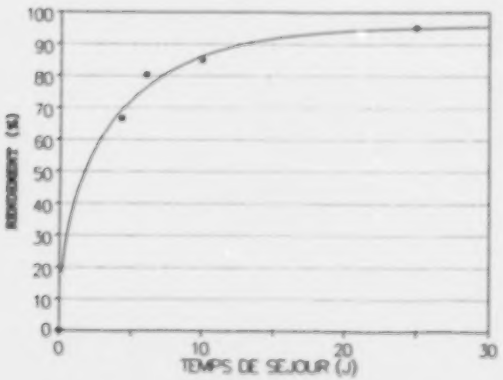


FIGURE 4 : RENDEMENT DE DÉGRADATION DES LIPIDES EN FONCTION DU TEMPS DE SÉJOUR.

Le bon rendement de dégradation des lipides par le procédé de stabilisation aérobie thermophile constitue un avantage certain car ces composés sont réfractaires à d'autres techniques de traitement (digestion anaérobie par exemple).

• La cellulose

La cellulose est une longue chaine de molécules de glucose (liaison bêta 1-4). Elle constitue de 20 à 30 % des matières organiques de la boue d'alimentation. La cellulose, l'hemicellulose et la lignine sont des composés difficiles à éliminer par des procédés conventionnels de traitement.

Des mesures réalisées sur le digesteur industriel (25 jours) ont permis de constater une dégradation de 52 % de la cellulose. Ces mesures n'ont pu être confirmées sur le réacteur pilote.

Choix du temps de séjour

Les résultats précédemment présentés montrent que la stabilisation aérobie thermophile offre, à des temps de séjour très courts (de l'ordre de 4 à 5 jours), des performances intéressantes et confirment les résultats de TYAGI et Al (1990). Notre choix s'est pourtant orienté vers un temps de séjour minimum d'une semaine. En effet, il est indispensable de tenir compte des contraintes d'exploitation, qui exigent une certaine souplesse dans la gestion des procédés de traitement. Le réacteur doit être en mesure de supporter, par son inertie, une fin de semaine prolongée par exemple.

• Résultats obtenus à 7 jours de temps de séjour

Afin de confirmer les résultats précédents, des essais ont été réalisés en fixant à 7 jours le temps de séjour.
Les rendements de dégradation indiquent que la stabilisation aérobie thermophile offre, à ce temps de séjour, des performances intéressantes (tableau 1).

TABLEAU 1 : RÉSULTATS OBTENUS AVEC 7 JOURS DE TEMPS DE SÉJOUR.

Paramètres	Boues fraiches	Boues stabilisées	rendement %
pH (UpH)	5,5 - 6,4	7,9 - 8,2	
Température (°C)		43 - 45°C	
MS (g/l)	33 - 50	27 - 30	42
MV (g/l)	24 - 39	17 - 20	51
Lipides (g/l)	5,6	1,1	80
Cellulose (g/l)	9	3,9	56
Protéines (g/l)	10,4	2,5	76

Des mesures complémentaires ont été réalisées qui permettent de comparer les performances du procédé à 7 jours et 25 jours de temps de séjour en ce qui concerne la DCO et le COT soluble des boues (tableau 2).

TABLEAU 2 : COMPARAISON DES RÉSULTATS À 7 JOURS ET 25 JOURS DE TEMPS DE SÉJOUR.

Paramètres	boues fraîches	boues stab. 7j.	boues stab. 25 j.
COT mg C/l	1 916	450	420
DCO g O2/l	50,4	26	23,5

Les écarts sur les boues stabilisées à 7 et 25 jours sont minimes compte tenu de la différence de temps de séjour, ce qui prouve l'efficacité du traitement à 7 jours de temps de séjour.

Enfin, les charges d'alimentation auxquelles a été soumis le pilote durant ces essais sont respectivement de 4,5 kg de MV /m^3.j en moyenne, ce qui correspond à 8,1 kg de DCO /m^3.j.

Il semble donc, compte tenu des résultats trouvés, qu'une durée de 7 jours offre un compromis intéressant entre les performances et le volume de l'ouvrage.

CONTRAINTES D'EXPLOITATION DE LA STABILISATION AEROBIE THERMOPHILE

* L'aération - brassage

L'aération est un paramètre déterminant pour la bonne marche du procédé. Selon les bilans théoriques, pour arriver à oxyder les substrats carbonés et azotés, il convient d'apporter 2 kgO_2 / kg MV éliminé. Certains auteurs (LEONHARD et Al., 1990) avancent des valeurs nécessaires de 4 m^3 d'air par m^3/réacteur.heure. Compte tenu de la température qui augmente le coefficient de diffusion de l'oxygène, mais diminue la concentration de saturation du milieu (KAMBHU et Al, 1969), il convient d'être vigilant sur ce paramètre. Pour vérifier l'aération, le potentiel redox semble être une mesure précise et adaptée. Il est important d'avoir dans le réacteur un potentiel supérieur à +250 mV/H_2, et supérieur à +300 mV/H_2 si l'on veut l'oxydation des composés azotés. Nous avons respecté une valeur d'environ 2 kgO_2/kg MV éliminé.

* Les phénomènes de moussage

Des phénomènes de moussage ont été remarqués sur l'installation pilote dont les raisons n'ont pu être expliquées. L'aération pourrait être un paramètre intervenant dans ce phénomène. Une régulation de pH à une valeur proche de la neutralité (au lieu de 8 - 8,2) n'a pas d'effet sur le moussage.

En solution curative, il conviendra donc d'installer un brise mousse en partie haute du réacteur.

LA STABILISATION AEROBIE THERMOPHILE DANS LA CHAINE DE TRAITEMENT DES BOUES

Les boues à traiter, sur la station de Chantilly, sont des boues mixtes issues du décanteur primaire (figure 5).

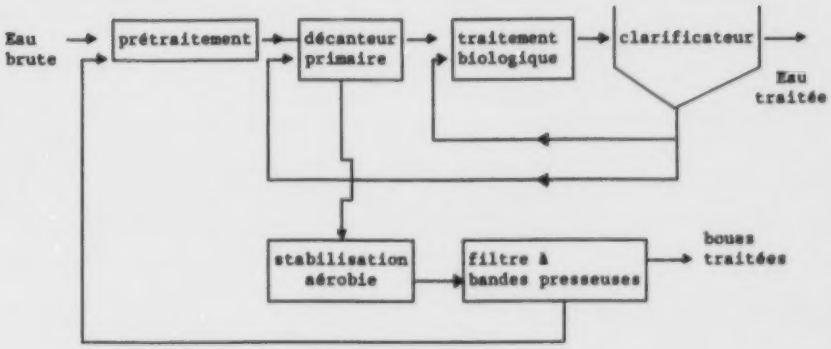


FIGURE 5 : REPRÉSENTATION SCHÉMATIQUE DE LA STATION DE CHANTILLY.

Etant soumis aux conditions d'exploitation, nous avons pu remarquer que plusieurs paramètres étaient essentiels pour un fonctionnement optimum de la stabilisation aérobie thermophile :

- Il convient d'extraire des boues n'ayant pas séjourné trop longtemps dans le décanteur primaire. Dans le cas d'un trop long séjour dans cet ouvrage, les conditions de pH et de potentiel redox (souvent négatif aux alentours de -50 mV) créent un état d'anaérobiose incompatible avec le traitement de stabilisation aérobie qui suit.

- La concentration optimale des boues d'alimentation, afin de favoriser les transferts d'oxygène sans pénaliser le brassage (KAMBHU et Al, 1969), se situe autour de 30 g/l en MS. Il convient donc, pour revenir au premier point, d'extraire régulièrement et de limiter l'effet d'épaississeur du décanteur primaire.

- Des boues moins concentrées offrent, à l'issue de la stabilisation aérobie thermophile, des caractéristiques de déshydratabilité meilleures. Il a ainsi été possible de réduire de près de moitié la consommation de polymère avant déshydratation par filtre à bande sur la station de Chantilly, en passant de 18 à 10 kg de polymère par tonne de MS. Un effet similaire a été observé par KELLY et Al (1990).

- Les boues issues de la stabilisation aérobie thermophile présentent, après 6 jours de temps de séjour, une évolution lente de la concentration en Acides Gras Volatils en anaérobiose. L'augmentation de ce paramètre, comparable à 7 jours et 25 jours, indique un bon état de stabilisation de la boue (figure 6), dont l'activité fermentescible est limitée par une bonne dégradation préalable de la matière organique.

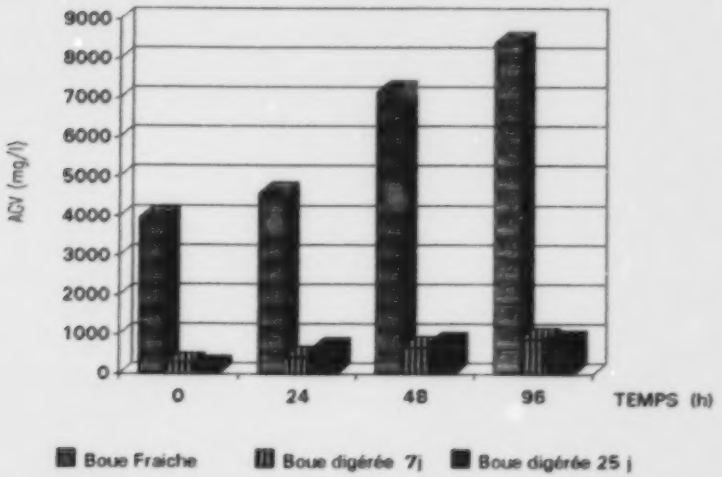


FIGURE 6 : EVOLUTION DE LA CONCENTRATION EN AGV À 7 ET 25 JOURS.

CONCLUSION

La stabilisation thermophile autothermique des boues constitue une alternative intéressante pour le traitement des boues des petites et moyennes stations. Avec un temps de séjour de 7 jours, qui limite considérablement la taille des réacteurs, nous sommes arrivés à 50 % d'élimination des matière volatiles. Des analyses plus fines de la matière organique indiquent que les lipides et les protéines sont très bien dégradées (respectivement 75 et 70 %), et que les composés cellulosiques sont également touchés.

Afin d'optimiser le traitement des boues par voie aérobie thermophile, il convient de gérer au mieux l'alimentation : il est nécessaire de supprimer tout passage en anaérobiose et de contrôler la concentration à l'alimentation. Enfin, ce traitement permet d'obtenir une boue stabilisée, dont la déshydratation ne présente pas de difficulté particulière.

BIBLIOGRAPHIE

- AMAR D., SELMI B., ATTAL A. et MANEM J., 1990."Thermophilic aerobic digestion for the rehabilitation of conventionnal aerobic sludge stabilisation". WPCF Annual Conf., Washington ; october 7-11.
- DRESSER Mc Kee Inc., 1981."Engineering and economic assesment of autoheated thermophilic aerobic digestion with air aeration". E.P.A. 600/2 - 81-171. Pb 82 - pp 102-310.
- FUGGLE R.W., HENSLEY R.A., 1985."New developpment in sludge digestion and postemization". Water Pollution Control ; pp 33-43.
- FOLCH J., LESS M. and SLOANE - STANLY G.H., 1957. "A simple method for the isolation of total lipids from aminal tissues". Jour. Biol. Chem ; n°226 ; pp 497-509.
- HAMER G., MASSON C.A., 1987."Fundamental aspects of waste sewage sludge treatment : microbiol. solids biodegradation in an aerobic thermophilic semi-continuous system". Bioprocess Engineering ; n°2 ; pp 69-77.
- KAMBHU K. and ANDREWS J.F., 1969. "Aerobic thermophilic process for the biological treatment of waste-simulation studies". Journal W.P.C.F.
- KELLY H.G., MAVINIC D.S., KOCH F.A., WETTER D. and MECLER H., 1990. "Liquid Composting of municipal sludge for agricultural use in small communities : canadian applications". Sludge Management Conference, Los Angeles, Jan. 1990.
- LEONHARD D., MAHN H.H., 1990."Aerob-termophie Schlamm-Stabiliesierung in Deutschland. Bericht über eine Studie für amerikanischen Bereich". Korrespond. Abwasser ; n°37 ; pp 522-531.
- PAVLOSTHATIS S.G. and GOSSETT J.M., 1988. "Preliminary conversion mechanism in anaerobic hydrolysis-acidification"". Env.Technol.Lett., n°9 ; pp 741-752.
- TYAGI R.D., TRAN F.J. and AGREBAVI T.J., 1990. "Mesophilic and thermophilic aerobic digestion of municipal sludge in an airlift U-shape bioreactor". Biological Water ; n°31 ; pp 251-266.

BIOLOGICAL TREATMENT AND THE CONTROL OF BACTERIAL GROWTH IN DISTRIBUTION SYSTEMS: A REGULATORY PERSPECTIVE

W.J. ROBERTSON AND R.S. TOBIN
ENVIRONMENTAL HEALTH DIRECTORATE
HEALTH AND WELFARE CANADA
OTTAWA, ONTARIO K1A 0L2

ABSTRACT

The purveyors of drinking water face a challenge as we approach the 21st century. In response to concerns about the long term health effects of disinfection byproducts, regulatory agencies are in the process of revising the current trihalomethane guideline value. As a result water treatment experts are being forced to quickly find new methods such as biological treatment to reduce the formation of disinfection byproducts during treatment without compromising the microbiological safety of drinking water. These alternative methods of treatment have important implications for bacterial regrowth in the distribution systems which in turn has significant ramifications for public health and the aesthetic quality of drinking water.

RÉSUMÉ

Les pourvoyeurs de l'eau potable font face à un défi en approchant le 21^{ième} siècle. En réponse aux craintes au sujet des effets sur la santé à long terme des sous-produits de la désinfection, les agences normatives sont en train de réviser la concentration maximale acceptable existante pour les trihalométhanes. Comme résultat les experts en traitement sont forcés de trouver promptement des nouvelles méthodes comme traitement biologique afin de réduire la production des sous-produits de désinfection pendant le traitement sans compromettre la sécurité microbiologique de l'eau potable. Ces méthodes de traitement alternatives ont des implications importantes pour la croissance bactérienne dans les aqueducs qui a, à son tour des implications significatives pour la santé publique et la qualité esthétique de l'eau potable.

INTRODUCTION

In the early 1970s Rook (1974) reported the formation of chloroform and other carcinogenic trihalomethanes (THMs) during the chlorination of drinking water. Regulatory agencies responsible for the quality of drinking water were quick to establish guidelines and standards for THMs based on classical risk assessment-risk management models. In Canada the Federal-Provincial Working Group on Drinking Water, the forerunner of the present Federal-Provincial Subcommittee on Drinking Water (FPSCDW), used the latest scientific and technical information to establish a maximum acceptable concentration (MAC) for THMs of 0.35 mg/L (Health and Welfare Canada, 1978). Since then additional toxicological and epidemiological studies (for example Jorgenson et al., 1985) have demonstrated that a review of the MAC was needed. As a result, experts in our Directorate evaluated these latest studies as the first step in the establishment of a new more stringent guideline (Meek and Giddings, 1991). The FPSCDW is currently in the process of reviewing the present MAC and available treatment technologies and will likely approve a reduction of the MAC to between 0.01 and 0.10 mg/L, to be expressed as an annual average of quarterly samples. An important component of this review will be active consultations with several interested professional, consumer and environmental organizations.

Some municipalities in Canada, for example those using raw water supplies low in organic matter, should be able to readily comply with the new THM guideline. Unfortunately many others will have difficulty and will be forced to either modify their present operations or incorporate new treatment methods. Thus water treatment experts are now faced with the challenge of reducing the quantities of THM at a reasonable cost but at the same time assuring the microbiological safety of the water.

Basically three approaches are being promoted for the reduction of THMs from drinking water:

1) the removal of THM precursors prior to disinfection,
2) the removal of THMs after formation and
3) the use of alternate disinfectants such as chloramines or UV light.

The purpose of this workshop is to exchange information on one way of removing the THM precursors prior to disinfection, namely biological treatment. This process consists of ozonation followed by the microbial oxidation of biodegradable organic matter (BOM) on granular activated carbon (GAC). In Canada we are fortunate to have two research groups, under the leadership of M. Prévost and P. Huck respectively, investigating the application of this technology. Our Directorate is pleased to have contributed to their success.

CURRENT BACTERIOLOGICAL GUIDELINES

Biological treatment has important implications for bacteriological contamination and regrowth in distribution systems, but before discussing this matter a brief review of the current bacteriological guidelines for drinking water would be appropriate (Health and Welfare Canada, 1989).

The MAC for total coliforms (TC) is no organisms detectable per 100 mL but because coliforms are seldom uniformly distributed in water the operational definition of zero is given as not more than 10 TC organisms per 100 ml, none of which should be fecal coliforms.

If less than 10 TC organisms per 100 mL are detected from a single sample, or if the sample contains either more than 200 background colonies on a total coliform membrane filter or more than 500 heterotrophic plate count (HPC) colonies per mL, the site should be resampled. If the presence of coliforms is re-confirmed, the cause should be determined and corrective action taken as appropriate. If there is a recurrence of unacceptable background counts or HPC, an inspection of the system should be undertaken to determine the cause. If remedial action is deemed necessary, special sampling should continue until consecutive samples comply with the guidelines.

The presence of coliforms and excess HPC bacteria in distribution systems presents a difficult problem to purveyors of drinking water. Occasional positive coliform results make it difficult to assess the true hygienic status of the water. High densities of HPC bacteria may inhibit the recovery of TC organisms and therefore mask the presence of a potential public health threat. They can also lead to taste and odour problems, corrosion and in extreme cases the reduction of hydraulic capacity. Some species of the genera Pseudomonas, Flavobacterium and Aeromonas, capable of growth in low nutrient environments such as distribution systems, are opportunistic pathogens. For example, the presence of cytotoxicity (a tissue culture response to bacterial toxins) in strains of Aeromonas in drinking water has been reported, most recently by Lye and Dufour (1991). In addition a recent epidemiological study in suburban Montréal by Payment (1991a; 1991b) showed a positive association between levels of HPC in drinking water from point-of-use treatment units and the incidence of gastrointestinal illness (GI). Of potentially greater importance this study revealed that drinking water meeting the current Canadian microbiological guidelines was responsible for 35% of the reported cases of GI. This study could have serious implications for the water treatment industry and should be repeated in a number of other communities to determine if it is a unique situation or a problem common to all communities using sewage-contaminated water as a source of drinking water.

REGULATORY ASPECTS OF BIOLOGICAL TREATMENT

Biological treatment can remove the BOM from water and in so doing produce a more biologically stable water with a reduced potential for bacterial regrowth. Van der Kooij (1987) has shown that BOM levels of less than 10 μg/L, measured as assimilable organic carbon, are needed to prevent the growth of bacteria.

Nevertheless the operating characteristics of biological treatment can have a significant effect on this process. For example, excessive flow rates through a biological filter may allow the release of biologically unstable water into the distribution system (Prévost, 1991). The shearing of bacteria from GAC filters, either free or attached to GAC particles is another potential problem. Stewart et al. (1990), using scanning electron microscopy, demonstrated that a significant fraction of sheared particles were colonized with several hundred to several thousand bacterial cells. Many studies (for example, Lechevallier et al., 1984) have also demonstrated that bacteria attached to GAC are protected from disinfection. Colonized particles could therefore be a significant source of inoculum for regrowth in distribution systems particularly in biologically unstable waters. More importantly the ingestion or inhalation of GAC particles heavily colonized with opportunistic pathogens could have an immediate health effect particularly in immunocompromised individuals. Studies have also shown that GAC particles can also harbour coliforms (Stewart et al., 1990) but they do not appear to be a significant source of pathogens in drinking water.

Since this water treatment process is dependent on bacteriological action, monitoring of treatment and water quality and compliance with the applicable microbiological guidelines or standards becomes particularly important in the protection of public health.

In conventional treatment a chlorine residual is always added to minimize bacteria growth in the distribution system but the removal of BOM could allow plant operators to substantially reduce the chlorine dosage applied to the water. If biological treatment becomes common practice the establishment of a guideline for a minimum chlorine residual could be considered in order to help water purveyors monitor contamination events in distribution systems. Regulatory officials may also wish to establish guidelines for BOM if excessive regrowth becomes a problem. Huck (1990) has recently prepared a comprehensive review of the various means ways of measuring BOM in drinking water.

CONCLUSION

In the near future biological treatment may be a common component of water treatment. In conjunction with conventional treatment it can provide drinking water that is not only microbiologically-safe but also essentially free of THMs. When properly applied and monitored this technology also has the potential to reduce levels of BOM in drinking water. This additional advantage could lessen the degree of regrowth in distribution systems and thus make it easier for public health officials to identify genuine contamination events in a distribution system. In the future regulatory officials may wish to consider the establishment of guidelines for chlorine residual and BOM in drinking water.

REFERENCES

Health and Welfare Canada (1978). Guidelines for Canadian Drinking Water Quality - 1978. Supply and Services Canada.

Health and Welfare Canada (1989). Guidelines for Canadian Drinking Water Quality - 1989. Supply and Services Canada.

Jorgenson, T.A., Meierhenry E.F., Rushbrook, C.J., Bull, R.J. and Robinson, M. (1985). Carcinogenity of chloroform in drinkng water to male Osborne-Mendel rats and female B6C3F$_1$ mice. Fund. Appl. Toxicol., 5:760-769.

Huck, P.M. (1990). Measurement of biodegradable organic matter and bacterial growth potential in drinking water. J. Amer. Water Works Assoc., 82(7):78-86.

LeChevallier, M.W., Hassenauer, T.S., Camper, A.K. and McFeters, G.A. (1984). Disinfection of bacteria attached to granular activated carbon. Appl. Environ. Microbiol., 48:918-928.

Lye, D.J. and Dufour, A.P. (1991). A membrane filter procedure for assaying cytotoxic activity in heterotrophic bacteria isolated from drinking water. J. Appl. Bacteriol., 70:98-94.

Meek, M.E. and Giddings, M.J.1991. Revision of the Canadian guideline for trihalomethanes in drinking water. In: Coping with the Guidelines in the 1990s. (R.S. Tobin and W.J. Robertson, ed.), pp.137-146. Health and Welfare Canada, Ottawa.

Payment, P., Franco, E., Richardson, L. and Siemiatycki, J. (1991a). Gastrointestinal health effects associated with the consumption of drinking water produced by point-of-use domestic reverse-osmosis filtration units. Appl. Environ. Microbiol., 57(4):945-948.

Payment, P., Richardson, L., Siemiatycki, J., Dewar, R., Edwardes, M. and Franco, E. (1991b). A randomized trial to evaluate the risk of gastrointestinal disease due to consumption of drinking water meeting current microbiological standards. Amer. J. Public Health 81(6):703-708.

Prévost, M. (1991). Étude de l'impact de la filtration au charbon actif biologique sur la qualité de l'eau potable. Thèse présentée en vue de l'obtention du grade de Ph.D., Université de Montréal.

Rook, J.J. (1974). Formation of chloroform during chlorination of natural water. Water Treatment and Examination, 23(2):234-243.

Stewart, M.H., Wolfe, R.L. and Means, E.G. (1990). Assessment of the bacteriological activity associated with granular activated carbon treatment of drinking water. Appl. Environ. Microbiol. 56(12):3822-3829.

Van der Kooij, D. (1987) The effect of treatment on assimilable organic carbon in drinking water. In: Treatment of Drinking Water for Organic Contaminants. (P.M. Huck and P. Toft, ed.), pp. 317-328. Pergamon Press, New York.

Approche réglementaire québécoise dans le domaine de l'eau potable

3e atelier sur l'eau potable AQTE

Par

SIMON THÉBERGE

Chef Division des eaux de consommation

14 novembre 1991

Division des eaux de consommation

Direction des écosystèmes urbains

MINISTÈRE DE L'ENVIRONNEMENT

1. Introduction

Le Québec a adopté en 1984 le règlement sur l'eau potable en fonction des pouvoirs conférés par la loi sur la qualité de l'environnement. Le règlement fournit la liste des substances sur lesquelles des normes sont établies en fonction de la protection de la Santé. Ces normes sont basées sur les recommandations de Santé Bien-être social Canada émises en 1978. Les exploitants de systèmes de distribution d'eau de consommation sont responsables de la cueillette et de l'analyse d'échantillons d'eau en plus de prendre les mesures correctives pour assurer la distribution d'une eau de qualité.

Le MENVIQ travaille à la promotion d'un nouveau règlement sur l'eau potable afin d'accroitre les garanties de distribution d'une eau de qualité.

2. Portée du règlement

2.1 Règlement actuel

Les normes de qualité de l'eau potable concernent l'ensemble des eaux de consommation à l'exception des eaux embouteillées. Le contrôle obligatoire de la qualité de l'eau ne touche que les exploitants de système de distribution d'eau qui desservent plus de 50 personnes ou qui desservent une entreprise de plus de 25 personnes ou une institution. Actuellement 2 000 réseaux sont soumis au contrôle obligatoire.

2.2 Projet d'amendement

Les contrôles deviendraient obligatoires pour tous les exploitants de réseaux desservant plus de 30 personnes de même que pour toutes les entreprises, ceci afin de protéger les clients de restaurants, de campings, d'autres sites publics et les employés de petits commerces. On estime à 4 000 le nombre de nouveaux réseaux soumis au contrôle obligatoire.

3. Normes microbiologiques

3.1 Règlement actuel

Le règlement stipule l'absence de micro-organismes pathogènes et de coliformes fécaux dans l'eau de consommation. Les coliformes totaux doivent être absents dans plus de 90% des échantillons prélevés dans le mois et aucun échantillon ne doit dépasser 10 colis totaux pour 100 mL.

3.2 Projet d'amendement

La mesure de bactéries hétérotrophes aérobie-anéorobie (B.H.A.A.) à 35°C durant 48 heures deviendra obligatoire de même que le dénombrement des bactéries atypiques sur milieu m-endo. La norme de B.H.A.A. sera de 500 bactéries par mL et la norme de bactéries atypiques de 200 bactéries par 100 mL.

À l'instar des autres paramètres microbiologiques, la confirmation des colonies atypiques lors du dénombrement des colonies de coliformes sera effectuée par le biais des laboratoires accrédités.

Afin de mieux protéger la population desservie par les petits réseaux la fréquence minimale d'échantillonnage proposée est de 4 prélèvements par mois.

Mentionnons aussi que pour diminuer l'exposition de la population aux microorganismes, la désinfection des eaux de surface deviendra obligatoire.

4. Normes physiques

4.1 Règlement actuel

La norme de turbidité est de 5 UTN en fonction de considérations esthétiques et sanitaires.

4.2 Projet d'amendement

La norme de turbidité recommandée pour les eaux désinfectées est de 1 UTN afin d'assurer une meilleure efficacité de désinfection. Par ailleurs, un contrôle obligatoire beaucoup plus serré de ce paramètre sera exigé des exploitants.

5. Normes chimiques

5.1 Règlement actuel

Le règlement actuel fournit des normes pour 14 substances inorganiques et 22 substances organiques. La fréquence du contrôle pour les substances inorganiques varie de 1 prélèvement par 2 ans à 2 prélèvements par année selon la taille du réseau. Il n'y a aucun contrôle obligatoire pour les substances organiques.

5.2 Projet d'amendement

Il y a 13 substances inorganiques et 52 substances organiques qui font l'objet de normes dans le projet d'amendement. Suite à la mise à jour en 1989, des recommandations de Santé Bien-être social Canada sur la qualité de l'eau potable, les modifications majeures consistent en l'abaissement de la norme de plomb qui devient 10 ug/L au lieu de 50 ug/L, l'arsenic qui devient 25 ug/L au lieu de 50 ug/L et les trihalométhanes (THM) qui deviendraient 100 ug/L en moyenne au lieu d'un maximum de 350 ug/L suite à analyse du contexte québécois.

Compte-tenu que la mesure de THM est la seule substance organique dont les concentrations dans l'eau potable se rapprochent des normes, un contrôle obligatoire serait instauré à raison de 4 prélèvements par an.

6. Autres enjeux

En plus de proposer la désinfection de toutes les eaux de surface avant consommation et l'abaissement de la turbidité des eaux avant désinfection, le nouveau règlement exigerait la formation adéquate des opérateurs pour assurer la distribution d'une eau de consommation de qualité uniforme. De plus, l'obligation des laboratoires accrédités de fournir au ministère de l'Environnement les résultats hors norme accélérerait la mise en place d'intervention pour protéger la santé de la population.

Conclusion

L'application du règlement sur l'eau potable depuis 1984 et la réalisation d'un bilan de la qualité de l'eau potable à l'échelle du Québec ont permis de mettre en évidence certaines lacunes. Les amendements proposés permettront principalement d'assurer à l'échelle des petits et des gros systèmes de distribution de l'eau potable, une protection de base uniforme pour les consommateurs.

Le règlement dans sa version actuelle et future ne permettra pas de révolutionner les modes de traitement de l'eau potable par la mise en force de normes trop restrictives. Ainsi, les provinces canadiennes et le Canada sont unanimes pour ne pas hypothéquer la qualité microbiologique de l'eau distribuée en faveur d'un abaissement drastique des sous-produits de la chloration et pour ne pas inciter la mise en place de méthodes alternatives de désinfection dont on connaît mal les répercussions sur la santé.

Certaines méthodes "plus douces" de traitement de l'eau potable, telle que la filtration biologique, s'avèrent cependant une avenue prometteuse pour les grosses municipalités afin de diminuer la formation de sous-produits de la chloration et la recroissance bactérienne dans les réseaux.

L'importance de la population desservie par les gros réseaux de distribution accroît la pression sociale auprès des exploitants et incite l'avènement de technologies de pointe nonobstant l'approche réglementaire.

Auprès des plus petites collectivités cependant, la capacité de fournir une eau d'excellente qualité est moindre vue l'absence d'économie d'échelle qui nuit à l'adoption de technologies ou de mesures mieux adaptées à la situation locale.

À cet effet, le MENVIQ prône l'adoption d'un nouveau règlement dont l'état d'avancement des discussions auprès des autorités gouvernementales ne nous permet pas cependant de présager du contenu final. Les implications financières d'une mise à jour des normes nécessitent en effet un effort particulier d'optimisation des interventions et la proposition d'un projet socialement acceptable au point de vue tant sanitaire qu'économique.

Formation and Removal in Filters of Aldehydes by the Ozonation of Drinking Water

(Formation et enlèvement par filtration d'aldehydes formés par l'ozonation d'eaux potables)

W.H. Glaze
and
H. Weinberg
University of North Carolina
Chapel Hill, NC

Paper unavailable at time of printing
Texte non reçu au moment de mettre sous presse

APPLICATION OF BIOLOGICAL PROCESSES TO CURRENT WATER TREATMENT PRACTICES

Mark W. LeChevallier*
American Water Works Service Co., Inc.
Belleville Laborotory
1115 S. Illinois St.
Belleville, IL 62220

William C. Becker
American Water Works Service Co., Inc.
1025 Laurel Oak Rd.
Voorhees, NJ 08043

Paul Schorr
New Jersey Department of Environmental Protection
Safe Drinking Water
CN 029
Trenton, NJ 08625-0029

Ramon G. Lee
American Water Works Service Co., Inc.
1025 Laurel Oak Rd.
Voorhees, NJ 08043

May 24, 1991

* Corresponding author

ABSTRACT

This paper provides practical guidance on how to apply biological treatment strategies to current water plant operations. Studies focus on production of biologically stable water, increased disinfectant stability and reduced formation of disinfectant by- products. Importantly, the studies show that biological processes can meet the practical as well as the regulatory requirements of the water industry.

INTRODUCTION

The American Water Works Service Company, Inc. (AWWSC) has experienced sporadic regrowth problems in several of its midwestern operations since 1980, and at two east coast operations since 1984 (1-4). In some cases the coliform MCL was exceeded and public notification was issued. Boil water orders were issued on two separate occasions.

In June of 1984, coliform bacteria were first isolated from the New Jersey American Water Company - Monmouth District (NJAWC), distribution system. Coliform bacteria have persisted at varying levels since that time. Extensive monitoring at the treatment plant has failed to recover significant levels of coliform bacteria. In addition to an already accelerated distribution system and treatment plant schedule, nearly 800 finished water samples were examined for injured coliforms using m-T7 agar. Subsequent studies using weekly high volume (500 to 2,000 liter) samples did not detect particle associated coliforms in plant effluents. Examination of filter media from filter underdrains and tubercles scraped from the clearwell similarly failed to recover coliform bacteria. Remedial actions to control the coliform episodes included increased chlorination (to 4.3 mg/L free chlorine), application of chlorine dioxide (pre-disinfectant), discontinuation of powdered activated carbon, application of zinc orthophosphate (instead of polyphosphate) for corrosion control, yearly systematic flushing of the distribution system, pH adjustment (from 7.0 to 9.0), improved coagulation and flocculation, improved sludge blanket operation with powdered activated carbon addition, cleaning of sedimentation basins, increased filter performance, improved filter backwashing and cleaning of filter media, and replacement of filter material.

CHARACTERIZATION OF REGROWTH PROBLEM

Research initiated in 1986 indicated that coliforms in the distribution system were coming from pipeline biofilms (4). Results showed coliform levels increased as the water moved through from the treatment plant through the distribution system. Isolation of coliform bacteria from distribution system biofilms showed that these bacteria had the same biochemical (API 20e) profile as bacteria isolated from the water column. Assimilable organic carbon determinations (AOC by the Van Der Kooij method) showed carbon levels declined as the water moved through the study area. Calculations showed that sufficient carbon was utilized to support 8.0×10^4 bacteria/mL. This calculated value was close to actual HPC bacterial levels observed in dead end sections (average 8.5×10^4 bacteria/mL).

Results showed that maintenance of a free chlorine residual was insufficient to eliminate coliform occurrences. Experiments collecting samples with and without sodium thiosulfate showed that coliform bacteria were not significantly affected by an additional one hour contact time with a 0.75 mg/L free chlorine residual. Statistical analyses of the sampling data showed that coliform densities were not influenced by maintenance of free chlorine residual. In fact, the greatest increases in coliform densities were observed in trunk lines, one mile from the treatment plant. These trunk lines always retained a 1-2 mg/L free chlorine residual.

The study concluded that coliform organisms were regrowing in the distribution system, and that no operational defects (treatment plant breakthrough, inadequate disinfectant residuals, cross contamination, etc.) could account for the coliform occurrences (4).

DISINFECTION RESEARCH

Experiments examining the effectiveness of commonly used disinfectants for control of distribution system biofilms have revealed important differences in chemical mode of action (5, 6). Batch experiments comparing equal activities of hypochlorous acid, hypochlorite, chlorine dioxide and monochloramine on bacteria grown on various surfaces (glass, metal, GAC) showed that monochloramine penetrated and inactivated biofilm bacteria more effectively than the other disinfectants. For disinfection of

complex biofilm populations, monochloramine was shown to have the same disinfection effectiveness (on a weight basis) as free chlorine.

Extension of the above experiments in a flowing model pipe system has shown that free chlorine doses as high as 4 mg/L, applied for a two week interval (free chlorine residuals 2.5 - 3.5 mg/L) to biofilms grown on iron pipes had no significant effect on bacterial viability (7). The results were particularly interesting because previous research (4) had detected coliform regrowth in distribution system iron tubercles. Exposure of the biofilms on iron pipes to 4 mg/L monochloramine residual, however, resulted in more than a 3 log die-off after two weeks treatment. It is believed that improved disinfection of distribution system biofilms simply helps to *control* the regrowth situation, but does not *solve* the underlying problem - growth of bacteria in potable water supplies. For that reason research was directed at evaluating the role nutrients play in bacterial regrowth.

BACTERIAL NUTRIENTS

Initial research at NJAWC demonstrated that growth of coliform bacteria was limited at 54 ug acetate carbon equivalents/L (as measured by strain P17; [4]). These initial results supported the findings of Van Der Kooij *et al.* (8-10), who indicted that HPC bacterial growth may be limited in distribution water containing 50 ug ac-c eq/L.

The relationship between bacterial regrowth and a variety of bacterial nutrients (TOC, AOC, nitrate, nitrite, ammonia, ortho and total phosphate) was examined in the NJAWC system (11, 12). The research found that only AOC values decline as the water moved through the distribution pipelines. Statistical analysis showed that no single parameter was able to accurately predict episodes of coliform growth. However, development of multiple linear regression models have demonstrated that nutritional (organic carbon and nitrogen) and physical parameters (rainfall, temperature) could be related to coliform occurrences in distribution water. Available evidence suggested that rainfall events washed nutrients into the water supplies which promoted growth of coliform bacteria in the distribution system. The time lag between rainfall events and coliform growth was 4-7 days.

Research in which water samples were spiked with various nutrients (carbon, nitrogen or phosphorous) showed that carbon and nitrogen were important growth-limiting

compounds for coliform bacteria (12). These findings support the statistical observations of the multiple regression model.

Assimilable organic carbon measurements using indigenous aquatic organisms, however, showed that regrowth of HPC bacteria was closely related to chlorine levels and water temperature (11). Growth of HPC bacteria in dead-end distribution mains has been shown to reach densities sufficient to interfere with coliform analyses (4). Control of HPC bacterial regrowth by biological treatment may be necessary to meet certain provisions of the Total Coliform Rule (13).

SUMMARY

Available data clearly demonstrate that coliform regrowth occurred in the NJAWC distribution system. Coliform bacteria originate in distribution system biofilms and grow at the expense of biodegradable organic and nitrogen compounds in the water supply. Problems associated with excessive densities of HPC bacteria are also related to biodegradable organic compounds. A complex combination of physical factors including rainfall and water temperature influence microbial growth episodes. While improvements in secondary disinfection practices are promising, biological treatment to remove growth supporting substances is the solution to preventing regrowth problems.

RESEARCH GOAL

The goal of this project was to provide practical guidance on how to apply biological treatment strategies to current water plant operations. This goal includes production of biologically stable water, increased disinfectant stability, and reduced formation of disinfection by-products. Importantly, experiments will examine performance characteristics of microbially active filters to determine if biological processes can meet the practical as well as regulatory requirements of the water industry. The project also continues to characterize the conditions which promote coliform regrowth in distribution water.

MATERIALS AND METHODS

PILOT PLANT

The pilot plant was located at the New Jersey American Water Company - Swimming River Treatment Plant (SRTP). A diagram of the pilot plant is shown in Figure 1. The plant had the capacity to draw water directly from the Swimming River Reservoir or from the SRTP's mixed water (alum, powdered activated carbon, chlorine). The mixed water was only used during the start-up of the pilot plant and not during any of the experimental runs. The Swimming River Reservoir is a 2.65 billion gallon capacity on-stream reservoir fed by various brooks and streams covering a 48 square-mile watershed area. Raw water characteristics are shown in Table 1.

Raw water could bypass the ozone contactor, or be treated with ozone generated by a Griffin Model GTC-01C ozone generator (Lodi, NJ). The ozone dose was determined by the iodometric method (14) using a wet test meter to accurately measure the volume of gas analyzed (15). The ozone gas was delivered through stainless steel pipes to a 6" (15.3 cm) ceramic diffuser in a two section 12' x 7.5" diameter (5.48 m x 19 cm) plexiglass contact chamber. At a flow rate of 2.5 gal/min (9.5 L/min), the contact time in the ozone chamber was approximately 10 min. The transfer efficiency of ozone (measured by determining the difference between the dose and the off-gas) was 94%. Ozone residuals in the treated water were determined by the indigo method using the Hach DR-100 Colorimetric kit and low-range AccuVac ampules (Hach Chemical Company, Loveland, CO). Raw water that was not ozonated could be treated with free chlorine prepared from stock solutions of commercially available bleach. For trials in which the water was dechlorinated, sodium thiosulfate (1 mg/L final concentration) was added to the effluent of the sedimentation basin (prior to the filters). For trials which used chloraminated water, ammonium chloride was added to the effluent of the sedimentation basin at a ratio of 3:1 chlorine to ammonia.

Chlorine, alum, and cationic polymer were metered using Masterflex pumps. The pH of the water was maintained at 7.2 with caustic (sodium hydroxide) using a Hanna Instruments pH controller (Cole Parmer Instrument Co., Chicago, IL). Chemicals were mixed via a series of in-line 90° bends before the water entered one of two

triangular shaped (8' tall, 46" sides; 2.93 h detention time at 2.5 gal/min) sedimentation basins. In practice the sedimentation basins worked poorly, with little or no turbidity removal. Except for the additional contact time provided by the basins, the pilot plant operated essentially in a "direct filtration" mode.

From each sedimentation basin, the water flowed to two 72" (183 cm) tall, 6" (15.3 cm) internal diameter plexiglass filter columns. Each filter was equipped with 3/4" inlet, outlet, waste and backwash connections with valves, and a strainer underdrain system with plenum. Filters contained either mixed media, GAC/sand, or deep-bed GAC filters as described in Table 2. Fresh media was used for the three experiments which compared media configuration. All other experiments were performed with exhausted GAC.

Filters were backwashed daily (at 9 am) with dechlorinated tap water. Backwash occurred in three phases, a low rate wash (2.9 gal/ft^2) for 2 min, a high rate wash (12 gal/ft^2) for 10 min, followed by a repeat of the low rate wash. Weekly, the filters were air scoured to breakup mudballs.

The pilot plant was operated continuously Monday through Friday and was shut down over the weekends. It was attended by a researcher 8 h/day and observed periodically during the other 16 h by the SRTP operator. During the operating day samples of the raw water, ozonated water, clarified water and filter effluent were collected every two hours and analyzed for turbidity, temperature, pH, and oxidant residual. Flow rates, and headloss were recorded every two hours. Raw water and filter effluent alkalinity and hardness were recorded daily. All analyses were performed according to accepted procedures (14). Free and total chlorine residuals were determined by the *N,N*-diethyl- *p*-phenylenediamine (DPD) procedure. Turbidity was measured on a Hach Model 2100A turbidimeter. Rainfall measurements were recorded daily using a rain gauge at the treatment plant.

In addition to evaluating the performance of the pilot plant, chemical and physical determinations were performed on the Swimming River Plant effluent.

ANALYTICAL TECHNIQUES

Microbiological Analyses

Samples for bacteriological testing were collected in sterile, screw capped 500 mL bottles containing 0.01% (final concentration) sodium thiosulfate. All samples were collected after flushing the spigots for 3 min according to *Standard Methods* (14). Each determination was performed by duplicate analyses. Total coliforms were enumerated by the membrane filter procedure with 0.45-um-pore-size membrane filters (GN-6; Gelman Sciences, Inc., Ann Arbor, MI.) and m-T7 agar (Difco Laboratories, Detroit, MI.). Typical coliform colonies were verified for gas production in lauryl tryptose broth (Difco) and brilliant green bile broth (Difco). Coliform bacteria were identified by using the API 20E system (Analytab Products, Plainview, N.Y.).

HPC bacteria were enumerated by the spread plate procedure with R_2A agar incubated at 20°C for 7 days. All HPC determinations were performed by triplicate analyses.

Organic Carbon Analyses

Total organic carbon (TOC) was analyzed with a Photochem organic carbon Analyzer (Sybron Corp., Norwood, MA). Assimilable organic carbon was determined by methods similar to the procedures of Van der Kooij *et al.* (8-10). Briefly, samples were collected in very clean, acid washed, dry heat treated (sterile), narrow neck, glass stoppered 250 mL Pyrex glass bottles. Sodium thiosulfate (0.01% final concentration) was added to all bottles. Samples were heat treated (70°C, for 30 min) to kill vegetative cells. Upon cooling, samples were inoculated with both *Pseudomonas fluorescens* strain P-17 and *Spirillum* strain NOX in the same bottle. Samples were incubated at 20°C and cells enumerated after 5 and 7 days of growth. Bottles were sonicated in a Branson ultrasonic cleaning bath (Branson Cleaning Equipment Company, Shelton, CN) for 5 min prior to bacterial enumeration on R_2A agar. Individual P17 and NOX colonies were tabulated according to their distinctive colonial morphologies. The combined AOC values were calculated as acetate carbon equivalents according to published yield factors (9).

Trihalomethane Formation Potential

Samples for determination of the total trihalomethane formation potential (THMFP) were collected in headspace-free 40 mL amber bottles with teflon faced septa. The sample was buffered with 0.5 mL of concentrated pH 7.0 buffer and spiked with a sodium hypochlorite solution to achieve a final chlorine residual of 40 mg/L. Bottles were incubated for 7 days at 20°C in the dark. After incubation, the remaining free chlorine residual was determined and samples were dechlorinated with 0.2 mL of a 10% sodium thiosulfate solution. Total THMs and appropriate field blanks and controls were determined using gas chromatography mass spectroscopy (GC/MS) by the New Jersey Department of Environmental Protection laboratory (USEPA method 624).

Chemical and Physical Analyses

Nitrate, nitrite, ortho phosphate, fluoride, chloride and sulfate were determined by ion chromatography (Dionex Model 4000i, Sunnyvale CA). Ammonia was measured using a Bausch and Lomb Spectronic 1001 spectrophotometer and colorimetric reagents from Hach Chemical Company. Oxygen levels were determined using a Model 5513-55 oxygen meter (Cole Parmer Intrument Co, Chicago, IL).

Post-Disinfection Experiments

To determine bacterial inactivation and AOC production by post- disinfection practices, 100 mL samples of preozonated or prechlorinated, GAC/sand filtered water were collected in clean, sterile bottles. Water samples were spiked with 1 mg/L free chlorine, or 2 mg/L preformed monochloramine solutions (both final concentrations). Samples were held for 30 min at 20°C before dechlorination with 0.1 mL of a 10% sodium thiosulfate solution. Coliform, HPC and AOC tests were performed as described above.

Quality Control and Statistical Comparisons

A quality assurance program, as outlined in *Standard Methods* (14) and *Microbiological Methods for Monitoring the Environment* (16), was used throughout the course of study. Material used during each experiment were checked for sterility. The temperatures of autoclaves and incubators were monitored on a per-use basis.

Statistical comparisons were performed on logarithmically transformed data by the paired *t*-test. Regression models and correlation coefficients were determined with the Stat-Pac statistics program (Northwest Analytical, Portland, OR) on an IBM 50/60 computer.

RESULTS AND DISCUSSION

TREATMENT GOALS FOR AOC

Important for the evaluation of the pilot plant results is to establish treatment goals for biologically active filters that could limit regrowth of coliform bacteria in the distribution system. Control of bacterial regrowth is a combination of improved disinfection and low nutrient levels. Previous research has suggested that regrowth of coliform bacteria in chlorinated distribution systems (1-2 mg/L free chlorine) was limited by AOC levels < 50 ug/L, as measured by strain P17 (4, 11). Van der Kooij has reported that HPC bacterial regrowth was limited at 10-20 ug/L in systems that practiced no post- disinfection (10, 17).

Figure 2 shows the relationship between total AOC (measured by both P17 and NOX) and the level of coliform bacteria in the NJAWC distribution system from December 1988 to August 1990. The results indicate that when the total AOC was < 100 ug/L, coliform bacterial levels were very low. When total AOC levels were > 180 ug/L coliform bacteria averaged 0.3 to 0.4 cells/100 mL.

The regulatory impact of the AOC data is shown in Figure 3. Violation of the Total Coliform Rule (13) would have occurred when coliform bacteria were detected in more than 5% of the monthly distribution system samples. The results shown in Figure 3 indicate that the peak occurrence of coliform bacteria (7.5% of the samples contained coliform bacteria) coincided with average total AOC levels of 250 ug/L in the treatment plant effluent. When total AOC levels were < 100 ug/L, coliform occurrences were < 1%.

The AOC results shown in Figures 2 and 3 are much lower than what NJAWC experienced during the summer 1987 when AOC_{P17} levels were as high as 2,100 ug/L and daily coliform bacterial counts were as high as 5 cells/100 mL (11). Overall, SRTP effluent AOC_{P17} levels average 214 ug/L in 1987- 1988, and decreased to an average *total* AOC of 94 ug/L (21 ug/L AOC_{P17}, 73 ug/L AOC_{NOX}) in 1989-1990. This decrease in AOC levels could be attributable to the application of powdered activated carbon

(PAC) into the sludge blanket reactors (12), or improvements in raw water quality due to better management of non-point sources of pollution in the watershed.

The results of the current study are supported by previous observations (4, 11, 12), showing that regrowth of coliform bacteria can be limited at AOC levels between 50 and 100 ug/L. The level of secondary disinfection (e.g., the residuals maintained in the distribution system) could be lowered if AOC levels can be reduced to very low levels (10, 18). Therefore, the goal of a biologically active treatment process should be to reduce AOC levels as much as possible, but at least to < 100 ug/L total AOC.

EVALUATION OF FILTER MEDIA FOR BIOLOGICAL TREATMENT

Table 2 shows the three different media configurations tested during the pilot plant trials for biological treatment. The mixed media filter (anthracite, sand and garnet) was evaluated because it was the configuration used in the SRTP. The GAC/sand and deep bed GAC configurations are often retrofitted as filter/adsorbers (19). For all the media configuration trials the raw water was preozonated at a ratio of 0.5-1.0 mg/L ozone to 1 mg/L TOC. Filter effluents were not post disinfected.

Mixed Media and GAC/sand Filters

Figure 4 shows a comparison between the mixed media filter and the GAC/sand filter for removal of AOC. AOC levels averaged 380 ug/L in the raw water and increased to 780 ug/L after ozonation. The mixed media filter reduced AOC levels to an average of 192 ug/L (75.3%), where the GAC/sand filter reduced AOC levels to an average of 106 ug/L (86.4%; for AOC reduction the percent removal was calculated as the difference between the AOC in the effluent of the ozone contactor and the filter effluent). The increased biological activity of the GAC/sand filter was evidenced by a 5.4 fold higher HPC bacterial count in the filter effluent (7.54×10^4 cfu/mL for the GAC/sand, compared to 1.41×10^4 cfu/mL for the mixed media filter), and bacterial counts on the filter media were 37 times higher for the GAC/sand filter (3.6×10^8 cfu/g) than the mixed media filter (9.7×10^6 cfu/g).

The increase in biodegradation rates for GAC filters relative to non-adsorbing media may be due to better utilization of sorbed substrate, higher surface area, and a more favorable acclimation environment (20-22). Li and DiGiano (21) attributed higher

biodegradation and specific growth rates on GAC to utilization of internally sorbed substrate. The enhanced specific growth rate increased with the concentration of sorbed substrate and with decreasing particle size, suggesting that the rate of internal diffusion was important. The higher surface area of GAC relative to sand or anthracite means that GAC filters can support a larger bacterial population (20). Specialized GAC has been developed (PICABIOL; PIAC, Levallois, France) with a macroporous structure designed to accommodate large bacterial populations.

Kurosawa *et al.* (22) reported that GAC filters were more active, at lower temperatures, than rapid sand filters. At water temperatures of 17°C, the removal of ammonia by biologically active GAC was approximately equal to sand filters. As water temperatures declined to 10°C, the biological activity of sand filters was virtually eliminated, whereas the GAC filters was nearly 100%. The comparison of GAC/sand and mixed media filters in Figure 4 was performed between 1/20/89 and 3/10/89 when raw water temperature averaged 3.5°C. The efficiency of AOC removal between mixed media and GAC/sand filters may be less pronounced when water temperatures are higher.

Comparison of mixed media and GAC/sand filters for TOC removal is shown in Figure 5. In contrast to the increase in AOC, preozonation had little effect on direct oxidation of TOC. The GAC/sand filter averaged a 51% removal of TOC, where the mixed media filter removed 26% of the raw water TOC. Figure 5 shows that the mixed media filter in the pilot plant had the same treatment efficiency for TOC as the SRTP.

Table 3 summarizes the treatment parameters for the filter configurations studied. Both mixed media and GAC/sand filters produced water with low effluent turbidities (average 0.16 NTU). The turbidity values plotted in Figure 6 show that 95% of the turbidity values were < 0.5 NTU. All of the high turbidity values occurred during the beginning of the study when the filters were being acclimated and coagulant rates adjusted (Figure 7). After 24 h of operation the mixed media filter averaged 5.8 ft head loss, where the GAC/sand filter averaged 5.3 ft head loss. These results show that biologically active filters can operate with low effluent turbidity and acceptable filter run times.

Bablon *et al.* (23) found that biologically active GAC/sand (16 in GAC over 24 in sand) filters performed better than monomedia sand filters. The GAC/sand filter had better turbidity removal, longer filter runs, less head loss development, greater biological

activity, and was less affected by changes in water temperature. Although the dual media filter was not as effective for AOC removal as sand filters followed by GAC filtration, the authors concluded that GAC/sand filters were an economical and practical alternative to two filters in series.

GAC/sand and Deep Bed GAC Filters

Comparison of GAC/sand and deep bed GAC filters (see Table 2 for configuration) was conducted between 3/13/89 and 5/15/89 when water temperatures averaged 10.5°C (Table 1). Both filters proved effective for removal of AOC (Figure 8). The deep bed GAC filter averaged 86% removal of AOC, where the GAC/sand filter averaged 85% AOC removal. The effluent of both filters averaged 50-55 ug/L total AOC. Viable counts of bacterial populations in the GAC filters showed no significant difference between the deep bed GAC and the GAC/sand filters ($2.6x10^8$ cfu/g and $2.9x10^8$ cfu/g, respectively).

Analysis of TOC levels in the filter effluents showed that the deep bed GAC filter had slightly better TOC removal than the GAC/sand filter (Figure 9). This difference of 0.15 mg/L was thought to be due to the greater adsorptive capacity of the deep bed filter. The difference in empty bed contact time (EBCT) may also have contributed to the slightly lower TOC levels.

Operational parameters summarized in Table 3 show that both filters produced low turbidity and low head loss levels. The increase in average turbidity level compared to the mixed media - GAC/sand trials was due to a problem in the operation of the pilot plant. During this period, the ozone feed line developed a leak. When the ozonator was shut down for repairs, the filter effluent turbidity increased (Figure 10). This increase was attributed to the lack of improved coagulation afforded by ozonation. After the ozone feed line was repaired, effluent turbidities averaged 0.1 NTU.

Summary of Filter Media Comparisons

The results of this study showed that GAC media performed better than mixed media for treatment of AOC and TOC. The characteristics of GAC provide for a suitable habitat for the large bacterial populations needed for effective biodegradation. Although the deep bed GAC filter performed slightly better than the GAC/sand filter,

the latter is most easily retrofitted to current treatment designs. Because of its applicability, GAC/sand filters were used in all of the following experiments. All the filters tested performed well with respect to effluent turbidity and head loss development.

EVALUATION OF PREOXIDANTS FOR BIOLOGICAL FILTRATION

Preoxidants are used in the treatment of water for a variety of purposes including: disinfection of pathogenic microorganisms, oxidation of reduced iron and manganese, taste and odor control, oxidation of natural and synthetic compounds, and chemical conditioning of the water. Application of the best preoxidant (ozone, chlorine, chloramines, chlorine dioxide, or permanganate) will depend on the specific conditions at each facility. A careful selection of a series of oxidants can maximize the benefits, and reduce the risks of each compound.

It is beyond the scope of this project to evaluate all of the consequences of oxidant pretreatment. Instead, experiments were designed to evaluate the compatibility of various preoxidants with biologically active GAC/sand filtration. Experimental parameters included use of ozone, free chlorine, monochloramine, and use of no predisinfectant. In some trials the chlorine residual was neutralized with sodium thiosulfate prior to filtration.

Preozonation and Chlorine/Dechlorination

Comparison of preozonation and chlorine/dechlorination (e.g., neutralization of the chlorine residual prior to filtration) was performed from 1/22/90 to 5/28/90. During this time, raw water turbidity ranged from 3.2 to 4.0 NTU, and water temperature ranged from 4.7 to 12.7°C (Table 1). Ozone dosages ranged from 2.5 to 2.8 mg/L, and achieved residuals after 10 min contact of 0.2 to 0.5 mg/L. No ozone residual was detected after the settling basin (see Figure 1). Free chlorine doses were calculated at 5.0 mg/L, and residuals ranged between 1.7 and 2.7 mg/L in the effluent of the settling basin. Thiosulfate was injected into the pipe between the settling basin and the filter to neutralize the residual chlorine. The GAC/sand filters were operated with an EBCT of 10 min.

The effect of preozonation and free chlorination/dechlorination on the ability of biologically active GAC/sand filters to remove AOC is shown in Figure 11. AOC levels in the preozonated filter effluent averaged 79 ug/L, where the prechlorinated/dechlorinated filter effluent averaged 50 ug/L. This difference was statistically significant ($p = 0.0003$).

The higher AOC levels in the preozonated filter effluent could be attributed to the large increase in biodegradable material caused by ozonation. On average, ozonation increased AOC levels 2.3 fold over raw water values. The increase biodegradability of ozonated water has been observed by many investigators (24-28). The amount of increase in AOC has been shown to be dependent upon the ratio of TOC to ozone dose (17). The maximum rate of AOC formation occurred at ozone to TOC ratios ranging between 1-2 (mg O_3/mg carbon).

Prechlorination of raw water also increased AOC levels, although direct comparison of the magnitude of the increase to ozone was difficult. Samples were collected after chlorination and held for 10 min (to simulate the detention of the ozone contactor). Analysis of these chlorinated samples for AOC often showed inhibition presumably due to the presence of alum coagulants, which were injected at the same location as the chlorine. Huck (29) has observed inhibition of P17 by polyaluminium chloride. A survey of 8 water systems in the Netherlands showed that chlorination (0.3 to 2.0 mg/L) increased AOC an average 1.75 fold (30). The increase in AOC was thought to be due to the production of low-molecular-weight compounds by oxidation of humic and fulvic acids (31).

The effect of preozonation and free chlorination/dechlorination on the ability of biologically active GAC/sand filters to remove TOC is shown in Figure 12. Both filters achieved a 33% reduction of TOC from raw water values. TOC levels in the preozonated filter effluent averaged 1.62 mg/L, where the prechlorinated/dechlorinated filter effluent averaged 1.63 mg/L. It is unclear why TOC levels were higher in the effluent of the ozone contactor than those found in raw water samples during 1/22/90 to 5/28/90 (Figure 12), because, on average, TOC levels in the raw water and ozonated samples were essentially the same for all other experiments during 1989 and 1990. It is unknown whether the higher TOC levels in the ozonated system may have obscured the efficiency of the preozonated filters. In other experiments, preozonation had little

direct effect on TOC levels (Figures 5 and 9). At ozone to TOC ratios of 0.8-1.0, little mineralization of organic carbon to CO_2 would be expected.

Ozone, Free Chlorine and Chloramination

Initial experiments performed 10/18/89 to 11/20/89, compared AOC removal in preozonated and prechlorinated GAC/sand filters (Figure 13). Water temperature averaged 4.7°C, and raw water turbidity averaged 3.2 NTU (Table 1). AOC levels in the filter effluents averaged 74 ug/L for the preozonated filter, and 46 ug/L for the prechlorinated filter. The prechlorinated filter consistently produced AOC levels lower than the preozonated filter (Figure 14). Preozonation increased AOC levels to the extent (368 ug/L) that even an 80% removal efficiency resulted in higher effluent results.

Additional experiments comparing preozonation, prechlorination, and prechloramination were performed from 5/29/90 to 7/30/90. During this time, raw water turbidity averaged 2.4 NTU, and water temperature averaged 23.7°C (Table 1). Ozone dosage ranged from 2.5 to 2.8 mg/L, and achieved residuals after 10 min contact averaging 0.32 mg/L. No ozone residual was detected after the settling basin (see Figure 1). Free chlorine was dosed at 5.0 mg/L into the chemical mixed line, and residuals averaged 3.0 mg/L in the effluent of the settling basin. Ammonia (ammonium chloride) was injected into the pipe between the settling basin and one of the filters to convert free chlorine to chloramines (3:1 chlorine to ammonia ratio). The GAC/sand filters were operated with an EBCT of 10 min.

The effect of preozonation, prechlorination and prechloramination on the ability of biologically active GAC/sand filters to remove AOC is shown in Figure 15. AOC levels in the preozonated filter effluent averaged 86 ug/L, the prechloraminated filter effluent averaged 71.5 ug/L, and the prechlorinated filter effluent averaged 53 ug/L. The difference in AOC between the prechlorinated filter effluent and the preozonated or the prechloraminated filter effluent were statistically significant ($p = 0.0001$, and $p = 0.009$, respectively). The difference in AOC between the preozonated and the prechloraminated effluents were not statistically different ($p = 0.11$).

It was the initial intent of these experiments to kill the attached bacterial populations. However, the free chlorine residuals were rapidly neutralized within the GAC filters

and biological processes proceeded unimpaired. Chloramines are a more stable disinfectant and residuals averaging 0.1 mg/L (range 0 to 0.4 mg/L) were detected in the filter effluent. HPC bacterial counts in the effluent of the prechloraminated filter averaged $8.93x10^2$ cfu/mL, compared to $1.16x10^4$ cfu/mL and $1.22x10^4$ cfu/mL for the preozonated and prechlorinated filter effluents, respectively. Evidently, there was sufficient microbial activity within the pores of the GAC filter, even in the presence of a chloramine residual, for AOC removal. It is also possible that the excess ammonia from the chloramination process may have stimulated bacterial growth.

Comparison of preozonation and prechloramination continued during 7/31/90 to 9/1/90. It was of interest to see if continued chloramination would eventually reduce microbial activity within the filters. Results presented in Figure 16 show that the effluent of the prechloraminated filter continued to produce slightly lower AOC levels than the preozonated filter. AOC levels averaged 63 ug/L in the prechloraminated effluent, where the preozonated filter effluent averaged 86 ug/L. TOC levels in the filter effluents averaged 2.5 mg/L for the preozonated system, and 2.9 mg/L for the prechloraminated system.

The important result from these experiments is that AOC reduction still occurred within GAC filters even in the presence of a disinfectant residual. These results imply that many conventionally operated GAC filters may already achieve good AOC removals. It is interesting that many of the published bacterial regrowth problems have occurred in systems that did not practice GAC filtration (2-4, 32-34). Future research should evaluate AOC removals in a variety of treatment chains.

TOC removals for GAC/sand filters that were preozonated, prechlorinated, and prechloraminated are shown in Figure 17. In contrast to AOC removals, the preozonated filter effluent produced the lowest TOC levels (1.69 mg/L), while the prechlorinated and prechloraminated filters averaged TOC levels of 2.18 and 2.22 mg/L, respectively. The results were statistically different ($p < 0.0001$ for both ozone-chlorine and ozone-chloramine), and highlight the difference between AOC and TOC determinations. Van der Kooij *et al.* (9, 10) and LeChevallier *et al.* (11) have previously pointed out the lack of correlation between AOC and TOC. The results of this study are consistent with those of other investigators (24-27) who have shown that preozonation can improve TOC removals relative to prechlorination. Reduced TOC levels can be associated with lower chlorine demand, lower disinfection by-products, and reduced

taste and odors. However, dechlorination of the residual before filtration (Figure 12) was shown to produce TOC removals equivalent to those for preozonation.

Ozone and No Preoxidant

For many systems preoxidants are needed to chemically oxidize compounds and condition the water. In addition, many systems need to predisinfect the water to meet CxT criteria outlined by the Surface Water Treatment Rule (35). Therefore, for most systems there is no option not to add preoxidants. However, some systems could delay addition of oxidants until after filtration with no adverse effect on coagulation or filtration.

Experiments comparing preozonation and no preoxidation on the performance of GAC/sand filters were conducted on 5/22/89 through 8/9/89 when water temperatures averaged 19.4°C (Table 1). AOC levels averaged 100 ug/L in the preozonated filter effluent, and 92 ug/L in the filter effluent with no preoxidation (Figure 18). The higher AOC levels in the preozonated effluent is consistent with the other experiments presented in this study.

One advantage of preozonation was that oxygen levels were saturated in the treated water. Even after biologically active filtration, oxygen levels averaged 3.0 mg/L higher than in the effluent with no preoxidation (Figure 19). The biologically active filter with no preoxidation had oxygen levels averaging 1.65 mg/L lower than the conventional plant effluent. Low oxygen levels (< 1 mg/L) could eventually lead to black water (anaerobic conditions) in the distribution system, taste and odor problems, and interfere with the effectiveness of chlorine disinfection (36).

EFFECT OF EMPTY BED CONTACT TIME ON AOC AND TOC REMOVAL

The effect of EBCT on AOC removal is shown in Figure 20. For these experiments, the GAC/sand filters were in operation for more than a year and were preozonated. EBCT was increased by decreasing the flow rate (hydraulic loading) to each filter. As EBCT increased from 5 min to 20 min, AOC levels decreased from an averaged of 82 ug/L at an EBCT of 5 min, 73 ug/L at 10 min EBCT, 69 ug/L at 15 min EBCT and to an average of 47 ug/L at 20 min EBCT.

The effect of EBCT on TOC removal is shown in Figure 21. Similar to AOC, TOC removals increased from 29.0% at 5 min EBCT, 33% at 10 min EBCT, 42% at 15 min EBCT, to 51.2% at EBCT of 20 min.

Prevost *et al.* (37) reported that 62-90% of the AOC was removed with 2 min contact time in biologically active filters, but that 10-20 min was required to remove 90% of the BDOC. Reduced BDOC levels were associated with increased chlorine stability within the distribution system. Sontheimer and Hubele (38) reported that DOC removal increased from 27% to 41% as residence time within biologically active GAC filters increased from 5 to 20 min. They reported that residence time, and not filter velocity, source of GAC material, or particle diameter, was important for DOC removal. They also recommend that a 15 to 20 min EBCT be used in design criteria for biologically active filtration. Our study shows that a 15-20 min EBCT may be needed for TOC removal, but may be excessive for treatment of AOC, especially if the intent is to control coliform regrowth (i.e., total AOC < 100 ug/L).

Turbidity and headloss values for the GAC/sand filters operated at different EBCTs are shown in Table 4. Turbidity and headloss values decreased as EBCTs increased.

BIOLOGICAL TREATMENT AND REMOVAL OF THM PRECURSORS

For systems without bacterial regrowth problems, application of biological processes may be attractive for treatment of THM and other disinfection by-product precursors.

A significant ($r = 0.92$; $p < 0.01$) relationship was found between THMFP and TOC (Figure 22). The results show that at TOC levels < 2 mg/L, THMFP can be limited to 100 ug/L or less. Therefore, any process that reduces TOC levels, will also reduce THMFP. TOC is known to be an important predictor of THM levels (39-41). However, other parameters that are important in THM formation include temperature, pH, free chlorine dose, reaction time, and bromide concentration (42).

Many of the treatment processes examined in this study reduced TOC levels to < 2 mg/L (Figures 5, 9, 12, 16, 21), and it is clear that reduction of THMFP is accomplished by a variety of biological processes.

Data shown in Figure 23 indicate that biologically active GAC/sand filtration (10 min EBCT) could produce a steady state reduction in THMFP of 54% over a one year period. During the initial 60 days of operation THMFP removals were 76 to 84% until the adsorbance capacity of the filter was exhausted. THMFP levels in the filter effluent averaged 99 ug/L (107 ug/L after the initial 60 days). For comparison, THMFP levels in the SRTP effluent averaged 178 ug/L over the same time period. Not only was the THMFP decreased by biological treatment, but avoiding prechlorination (by use of ozone) would have resulted in lower actual THM levels in the distribution system.

Table 5 summarizes the disinfection by-products formed by the preozonation and prechlorination processes. Trihalomethanes, total organic halides, haloacetonitriles, chloral hydrate and total haloketones were higher in the prechlorinated system than in the ozonated system. There was no difference in chloropicrin levels between the two treatment chains. Aldehydes and haloacetic acids were not measured.

POST DISINFECTION OF BIOLOGICALLY TREATED EFFLUENTS

A major concern with biological treatment is the introduction of bacteria from the filters themselves. HPC bacterial counts in pretreated effluents ranged from 8.97×10^2 to 3.82×10^4 cfu/mL. However, coliform bacteria were rarely observed in biologically treated effluents. It is possible that coliform organisms were eliminated by the vigorous microbial activity within the filters (43, 44).

Post disinfection (30 min contact time) of preozonated or prechlorinated/dechlorinated GAC/sand filter effluents with free chlorine (1 mg/L) or preformed monochloramine (2 mg/L) reduced HPC bacterial levels by 2-2.5 $\log_{10}$ (Figure 24). In each case, the free chlorine residual produced slightly better inactivation rates than the preformed chloramines. By comparison, the SRTP produced HPC bacterial levels 0.5 $\log_{10}$ lower than the pilot plant studies, although the disinfection contact time of the SRTP was much longer (1 hour) and filter effluent HPC levels were probably lower.

The effect of post disinfection on the secondary rise in AOC levels is shown in Figure 25. Water from the preozonated filter showed virtually no increase ($< 8\%$) in AOC levels when treated with 1 mg/L free chlorine or 2 mg/L monochloramine for 30 min. Samples from the prechlorinated/dechlorinated GAC/sand filter effluent showed a 20% increase in AOC when chlorinated, and 44% increase in AOC when

chloraminated for 30 min. The total AOC level for the prechlorinated/dechlorinated GAC/sand effluent upon post disinfection was still lower than for the preozonated filter.

REMOVAL OF PARASITES BY BIOLOGICAL TREATMENT

The guidance manual to the Surface Water Treatment Rule specifies that, for conventional filtration, proper coagulation and filtration should be able to remove 2.5 $\log_{10}$ of *Giardia* cysts. It was of interest to examine the ability of biologically active filters to remove *Giardia* cysts and *Cryptosporidium* oocysts. The filters challenged in the experiments were preozonated GAC/sand filters operated at an EBCT of 10 and 15 min. The organisms were added approximately 2 h after backwashing the filters.

A total of 1.5×10^5 cysts and 1.1×10^6 oocysts were injected in between the settling basin and the GAC/sand filter. In this manner, it was assured that all of the organisms challenged the filter barrier. The cysts and oocysts were diluted to a final concentration of 24 cysts/L and 170 oocysts/L, and added to the filter over a 5 h period. The raw water was determined to have < 0.53 cysts or oocysts/L. A 10 inch polypropylene cartridge filter was used to entrap all the *Giardia* and *Cryptosporidium* in the filter effluent. To ensure that adequate time was given to observe breakthrough, the cartridge filters continued to sample the effluent water for 14 h after the last addition of the challenge organisms.

The entire effluent sample was examined for *Giardia* and *Cryptosporidium* using immunofluorescence procedures (45). No cysts or oocysts (< 5; the limit of detection) were observed in the biologically treated effluent samples. The results demonstrate that the biologically active filters can achieve > 99.99% removal of *Giardia* and > 99.999% removal of *Cryptosporidium*. Although the results indicate that biological processes do not interfere with filtration, the study did not address operational variable (e.g., filter ripening, filter-to-waste, hydraulic changes) that might affect overall treatment efficiency.

CONCLUSIONS

The ability of biologically active GAC/sand filter absorbers to produce low turbidity, acceptable run times (> 24 h), reduced THMFPs, good parasite removal, and effluent

AOC levels < 100 ug/L, indicate that these systems could be readily applied to current water treatment systems. The choice of preoxidant will depend on the particular needs of the water system. Preozonation can provide many benefits to the water treatment process (disinfection, avoid THM formation, microflocculation, enhanced biological activity, etc.), however, effluent AOC levels may be higher than in non-ozonated systems. If the sole intent is to limit bacterial regrowth by production of low AOC water, options other than preozonation may be more effective.

ACKNOWLEDGMENTS

The American Water Works Service Company, Inc. gratefully acknowledges the cooperative effort of the New Jersey Department of Environmental Protection (NJDEP) who provided personnel to operate the pilot plant. Operators included: Allan Dilon, Brian Keune, Michael Dillon, Larry Cyr, Joan Kryak, Theresa Treadwell, Mark Hubal, Maria Valvis, Paul Schorr, Jim Sleigh, Harold Nebling, Mira Desai, Paul Galek, James Montgomery, Nasir Butt, and Chuck Viviani. Barker Hamill helped organized the NJDEP participation in the study.

We thank Brian Schwartz and Tony Ranu for performing the chemical and microbiological analyses. We appreciate the support of the staff of the New Jersey American Water Company, Swimming River Treatment Plant, during the project. This study was funded by the American Water System, Voorhees, NJ.

AUTHOR TAG

Mark W. LeChevallier is a research microbiologist for the American Water Works Service Company, Inc., Belleville Laboratory, 1115 S. Illinois St., Belleville, IL 62220. A member of AWWA, the American Society for Microbiology, the International Water Supply Association, and the International Association on Water Pollution Research and Control, LeChevallier is the current chairman of the AWWA Organisms in Water Committee. He has had work published previously in Journal AWWA, Applied and Environmental Microbiology, Microbial Ecology, and Journal of Microbiological Methods. At the time of the study, William Becker was an environmental engineer, and Ramon G. Lee was director of research and technology of the American Water Works Service Company, Inc., 1025 Laurel Oak Rd., Voorhees NJ 08043. Paul Schorr works for the New Jersey Department of Environmental Protection, Bureau of Safe Drinking Water, CN 029, Trenton, NJ 08625-0029.

LITERATURE CITED

1 **Earnhardt, K. B. Jr.** 1980. Chlorine resistant coliforms - the Muncie, Indiana experience. Proc. AWWA Water Quality Technol. Conf. Miami Beach, FL.

2 **Lowther, E. D., and R. H. Moser.** 1984. Detecting and eliminating coliform regrowth. Proc. AWWA Water Quality Technol. Conf., Denver, CO.

3 **Olivieri, V. P., A. E. Bakalian, K. W. Bossung, and E. D. Lowther.** 1985. Recurrent coliforms in water distribution systems in the presence of free residual chlorine. pp. 651-666. **In**: R. L Jolley, R. J. Bull, W. P. Davis, S. Katz, M. H. Roberts Jr., and V. A. Jacobs (eds), *Water Chlorination, Chemistry, Environmental Impact and Health Effects*. Lewis Publishers, Inc., Chelsea, MI.

4 **LeChevallier, M. W., T. M. Babcock, and R. G. Lee.** 1987. Examination and characterization of distribution system biofilms. Appl. Environ. Microbiol. **53**: 2714-2724.

5 **LeChevallier, M. W., C. D. Cawthon, and R. G. Lee.** 1988. Factors promoting survival of bacteria in chlorinated water supplies. Appl. Environ. Microbiol. **54**: 649-654.

6 **LeChevallier, M. W., C. D. Cawthon, and R. G. Lee.** 1988. Inactivation of bacterial biofilms. Appl. Environ. Microbiol. **54**: 2492-2499.

7 **LeChevallier, M. W., C. D. Lowry, and R.G. Lee.** 1990. Disinfection of biofilms in a model distribution system. J. Am. Water Works Assoc. **82**(7): 87-99.

8 **Van der Kooij, D., A. Visser, and W. A. M. Hijnen.** 1982. Determining the concentration of easily assimilable organic carbon in drinking water. J. Amer. Water Works Assoc. **74**:10: 540- 545.

9 **Van der Kooij, D., and A. M. Hijnen.** 1985. Measuring the concentration of easily assimilable organic carbon in water treatment as a tool for limiting regrowth of bacteria in distribution systems. Proc. AWWA Water Quality Technol. Conf. Dec. 8-11, Houston, TX.

10 **Van der Kooij, D.** 1987. The effect of treatment on assimilable organic carbon in drinking water. pp. 317-328. **In**: P. M. Huck and P. Toft (eds), Proc. Second National Conference on Drinking Water, Edmonton, Canada, April 7-8, 1986. Pergamon Press, London.

11 **LeChevallier, M.W. Schulz, W. and Lee, R.G.** 1991. Bacterial nutrients in drinking water. Appl. Environ. Microbiol. **57**: 857-862.

12 **LeChevallier, M.W., B. H. Olson and G. A. McFeters** 1990. *Assessing and Controlling Bacterial Regrowth in Distribution Systems*. AWWA REsearch Foundation. Denver, CO.

13 **USEPA.** 1989. National Primary Drinking Water Regulations; total coliforms (including fecal coliforms and *E. coli*); final rule. Federal Register **54**(124): 27544- 27568.

14 **American Public Health Association.** 1985. *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 16th ed. American Public Health Association.

15 **Becker, W. C., R. G. Lee, and R. H. Moser.** 1989. Evaluation of the potential use of ozone in the American System. Report to the American Water Works Service Company, Inc., Voorhees, NJ.

16 **Bordner, R. and J. Winter (eds).** 1978. *Microbiological Methods for Monitoring the Environment*. EPA-600/8-78-017. US Environmental Protection Agency, Cincinnati, OH.

17 **Van der Kooij, D., A. M. Hijnen, and J. C. Kruithof.** 1989. The effects of ozonation, biological filtration and distribution on the concentration of easily assimilable organic carbon (AOC) in drinking water. Ozone Sci. Engineer., **11**: 297-311.

18 **Schellart, J. A.** 1986. Disinfection and bacterial regrowth: some experiences of the Amsterdam Water Works before and after stopping the safety chlorination. Water Supply, **42**: 217-225.

19 **Graese, S. L., V. L. Snoeyink, and R. G. Lee.** 1987. *GAC Filter-Adsorbers*. American Water Works Association, Denver, CO.

20 **Committee Report, AWWA.** 1981. An assessment of microbial activity on GAC. J. Amer. Water Works Assoc. **73**: 447-454.

21 **Li, A. Y., and F. A. DiGiano.** 1983. Availability of sorbed substrate for microbial degradation on granular activated carbon. J. Water Pollut. Control Fed. **55**: 392-399.

22 **Kurosawa, Y., Y. Magara, T. Alzawa, M. Musashi, and M. Itoh.** 1987. Studies on biological activated carbon filter processes. pp. 433-441. Proc. Water '87; 6th Asia Pacific Regional Water Supply Conference, Bangkok, Thailand.

23 **Bablon, G., C. Ventresque, and R. B. Aim.** 1988. Developing a sand-GAC filter to achieve high-rate biological filtration. J. Amer. Water Works Assoc. **80**(12): 47-53.

24 **Crowe, P. B., and E. J. Bouwer.** 1987. *Assessment of Biological Processes in Drinking Water*. AWWA Research Foundation. Denver, CO.

25 **Faust, S. D. and O. M. Aly.** 1987. *Adsorption Processes for Water Treatment*. Butterworths Publishers, Boston, MA.

26 **Huck, P. M. and P. Toft.** 1987. *Treatment of Drinking Water for Organic Contaminants.* Pregamon Press. New York, NY.

27 **Rittmann, B. E., and P. M. Huck.** 1989. Biological treatment of public water supplies. CRC Reviews in Environ. Control **19**(2): 119-184.

28 **Langlais, B., D. A. Reckhow, and D. R. Brink.** 1991. *Ozone in Water Treatment, Applications and Engineering*. Lewis Publishers, Inc., Chelsea, MI.

29 **Huck, P. M.** 1990. Measurement of biodegradable organic matter and bacterial growth potential in drinking water. J. Amer. Water Works Assoc. **82**(7): 78-86.

30 **Cooperative Research Report.** 1988. *The Search for a Surrogate.* AWWA Research Foundation. Denver, CO.

31 **de Leer, E.W.B. et al.** 1985. Identification of Intermediates leading to chloroform and C-4 diacids in the chlorination of humic acid. Envir. Sci. Technol., **19**:512.

32 **Reilly, J. K., and J. S. Kippen.** Relationship of bacterial counts with turbidity and free chlorine in two distribution systems. J. Amer. Water Works Assoc. **75**: 309-312.

33 **Hudson, L. D., J. W. Hankins, and M. Battaglia.** 1983. Coliforms in a water distribution system: a remedial approach. J. Amer. Water Works Assoc. **75**(11): 564-568.

34 **Ludwig, F.** 1985. The occurrence of coliforms in the Regional Water Authority water supply system. A report submitted by the South Central Connecticut Regional Water Authority, New Haven, CT.

35 **USEPA.** 1989. National Primary Drinking Water Regulations; filtration and disinfection; turbidity, *Giardia lamblia*, viruses, *Legionella* and heterotrophic bacteria; proposed rule. Federal Register **54**(124): 27486-27541.

36 **White, G. C.** 1986. *Handbook of Chlorination*. Van Nostrand Reinhold Company, New York, NY.

37 **Prevost, M., R. Desjardins, J. Coallier, D. Duchesne, and J. Mailly.** 1990. Comparison of biodegradable organic (BOC) techniques for process control. Proc. AWWA-WQTC, San Diego, CA.

38 **Sontheimer, H., C. Hubele.** 1987. The use of ozone and granular activated carbon in drinking water treatment. pp.45-66, **In** P. M. Huck and P. Toft (eds.), *Treatment of Drinking Water for Organic Contaminants.* Pregamon Press. New York, NY.

39 **Symons, J. m., T. A. Bellar, J. k. Carswell, J. DeMarco, K. L. Kropp, G. G. Robeck, D. R. Seeger, C. J. Slocum, B. L. Smith, and A. A. Stevens.** 1975. National organics reconnaissance survey for halogenated organics. J. Amer. Water Works Assoc. **67**(11): 634-647.

40 **Singer, P. C., and S. D. Chng.** 1989. Correlations between trihalomethanes and total organic halides formed during water treatment. J. Amer. Water Works Assoc. **81**(8): 61-65.

41 **Chang, S.D. and P. C. Singer.** 1991. The impact of ozonation on particle stability and the removal of TOC and THM precursors. J. Amer. Water Works Assoc. **83**(3): 71-79.

42 **Symons, J. M., A. A. Stevens, R. M. Clark, E. E. Geldreich, O. T. Love Jr., and J. DeMarco.** 1981. *Treatment Techniques for Controlling Trihalomethanes in Drinking Water*. EPA-600/2-81-156, US Environmental Protection Agency, Cincinnati, OH.

43 **Camper, A. K., M. L. LeChevallier, S. C. Broadaway, and G. A. McFeters.** 1985. Growth and persistence of pathogens on granular activated carbon filters. Appl. Environ. Microbiol. **50**: 1378-1382.

44 **Rollinger, Y and W. Dott.** 1987. Survival of selected bacterial species in sterilized activated carbon filters and biological activated carbon filters. Appl. Environ. Microbiol. **53**: 777-781.

45 **LeChevallier, M. W., W. D. Norton, R. G. Lee, and J. B. Rose.** 1991. *Giardia* and *Cryptosporidium* in Water. AWWA Research Foundation, Denver, CO.

Table 1

Summary of Raw Water Characteristics

Time Period	Turbidity (NTU)	Temperature °C	Alkalinity mg/L	Hardness mg/L	pH units
1/20/88 - 3/10/89	3.4	3.5	27.8	64.4	7.3
3/13/89 - 5/15/89	5.5	10.5	24.8	64.5	7.4
5/22/89 - 8/9/89	12.2	19.4	28.6	54.7	6.3
8/10/89 - 10/17/89	8.9	21.0	31.0	53.4	7.1
10/18/89 - 11/20/89	6.5	14.4	26.1	52.5	6.8
1/22-90 - 3/5/90	3.2	4.7	25.6	61.4	7.4
3/6/90 - 5/28/90	4.0	12.7	25.3	57.5	7.5
5-29/90 - 7/30/90	2.4	23.7	23.6	53.0	7.5
7/31/90 - 9/1/90	3.3	25.5	20.9	43.5	7.6

Values are averages during the time period indicated

Table 2

Pilot Plant Media Configurations

Mixed Media		GAC/sand		Deep Bed GAC		Gravel Base	
Anthracite	18"	GAC	20"	GAC	48"	Gravel 3/16 x #10	3"
Sand	9"	Sand	10"			Gravel 3/8 x 3/16	3"
Garnet	3"					Gravel 5/8 x 3/8	3"
						Gravel 1 1/2 x 3/4	4.5"

Material	Uniformity Coefficient	Specific Gravity (g/cc)	Effective Size (mm)
GAC *	< 1.9	1.3 - 1.4	0.8 - 0.9
Anthracite	< 1.8	1.5	1.0 - 1.2
Sand	< 2.0	2.4	0.35 - 0.50
Garnet	< 3.0	4.5	0.16 - 0.32

* Filtersorb 400

Table 3

Summary of Treatment Parameters

Media Configuration	Preoxidant mg/L	Turbidity NTU	Head loss ft	EBCT min	Oxidant mg/L
Mixed Media	Ozone	0.16	5.8	- -	0.35
GAC/sand	Ozone	0.16	5.3	5	0.35
Deep Bed GAC	Ozone	0.30	2.0	14	0.26
GAC/sand	Ozone	0.27	3.8	7	0.26
GAC/sand	Ozone	0.22	2.9	10	0.20
GAC/sand	Chlorine/Dechlor	0.24	3.0	10	- - *
GAC/sand	Ozone	0.15	2.6	10	0.32
GAC/sand	Chlorine	0.26	2.7	10	3.0*
GAC/sand	Chloramine	0.29	2.5	10	3.0*
GAC/sand	Ozone	0.46	2.9	7	0.31
GAC/sand	None	0.32	4.3	7	0.0

All values are for filter effluent except for oxidant concentrations which are for the contactor effluent . Values marked with an asterisk are for samples collected from the effluent of the settling basis. Water was dechlorinated with sodium thiosulfate after the settling basin sample point. EBCT was calculated for the GAC portion of the filter.

Table 4

Summary of Treatment Parameters for EBCT Trials

EBCT min	Turbidity NTU	Head loss ft
5	0.31	5.4
10	0.19	2.4
15	0.14	1.3
20	0.16	2.3

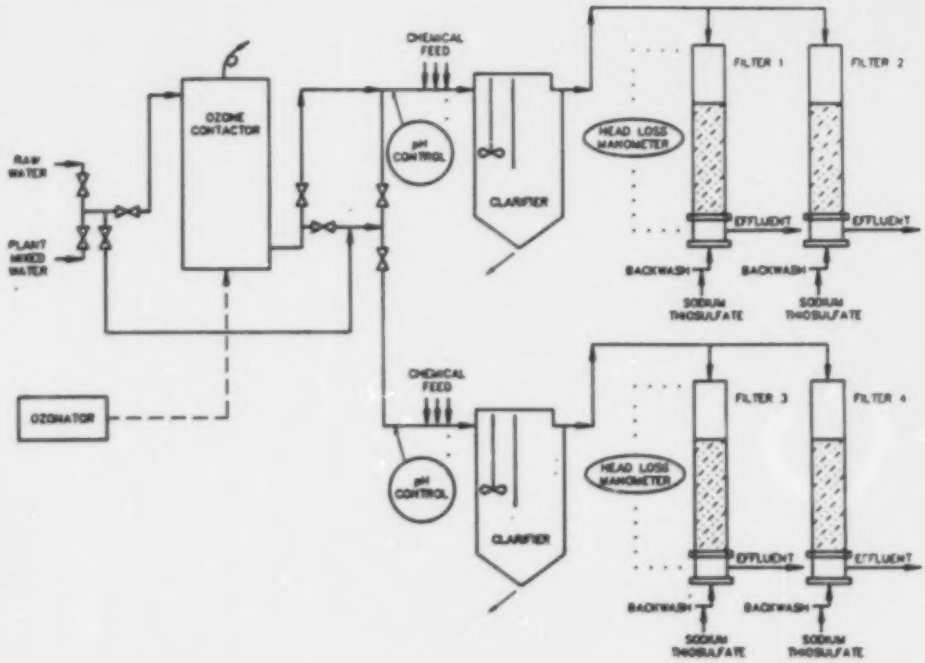
Turbidity values are averages of all measured values. Headloss values are averages after 24 h of operation.

Table 5

Summary of Disinfection By-Product Analysis

Test Parameter	Raw Water	Settled Preozonated	Settled Prechlorinated	Effluent Preozonated	Effluent Prechlorinated
pH units	6.9	7.3	7.6	6.9	6.7
Temperature (°C)	8.9	10	10	11	11
TOC (mg/L)	3.9	4.1	4.4	2.9	2.9
Chloride (mg/L)	17.7	17.9	23.1	18.2	23.8
Bromide (mg/L)	0.04	0.04	<0.02	0.04	0.02
% UV Reduction	0	71.4	42.9	85.7	57.1
Total Organic Halide		37	250	30	170
Trihalomethanes					
Chloroform		1.0	21	3	32
Bromodichloromethane		<0.05	5.0	<0.05	7
Dibromochloromethane		<0.05	<0.05	<0.05	1
Bromoform		<0.05	<0.05	<0.05	<0.05
Total		1.0	26	3	40
Haloacetonitiles					
BCAN		<0.02	1.18	<0.02	<0.02
DBAN		<0.02	0.13	<0.02	<0.02
DCAN		0.05	2.08	<0.02	0.48
TCAN		<0.02	1.16	<0.02	<0.02
Total		0.05	4.5	<0.02	0.48
Chloral Hydrate		0.61	3.01	<0.02	1.96
Chloropicrin		<0.02	0.68	<0.02	<0.02
Haloketones					
DCP		0.12	0.72	0.1	0.48
TCP		0.71	2.06	0.76	0.7
Total		0.83	2.78	0.86	1.18

All anlyses were performed by the USEPA Cincinnati laboratory according to accepted procedures. All values are ug/L, unless indicated otherwise. No disinfection by-product analyses were performed on raw water samples. Chlorine residuals were not neutralized prior to GAC/sand filtration. EBCT, 7 min.

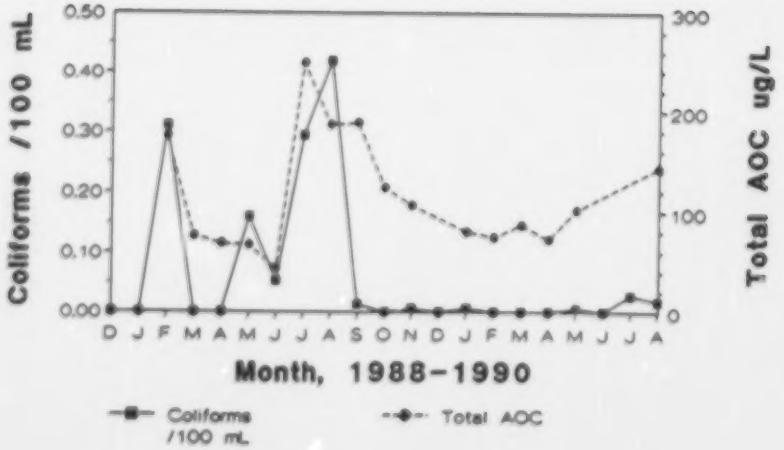


BIOLOGICAL TREATMENT STUDY
PILOT PLANT SCHEMATIC

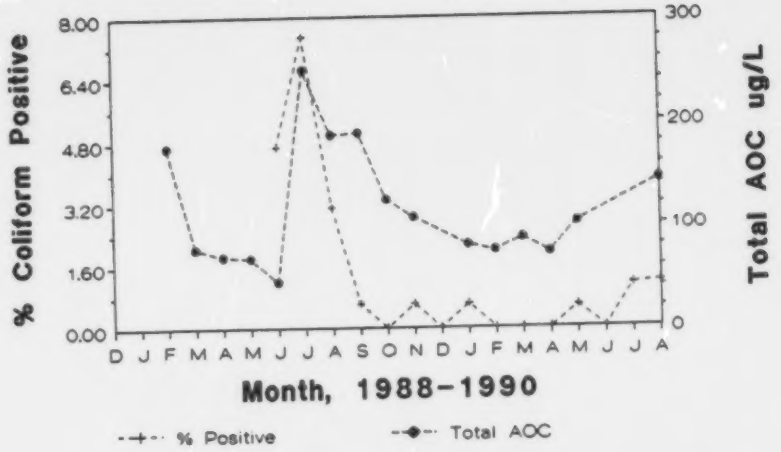
American Water Works Service Company, Inc.

1 Schematic of the Pilot Plant

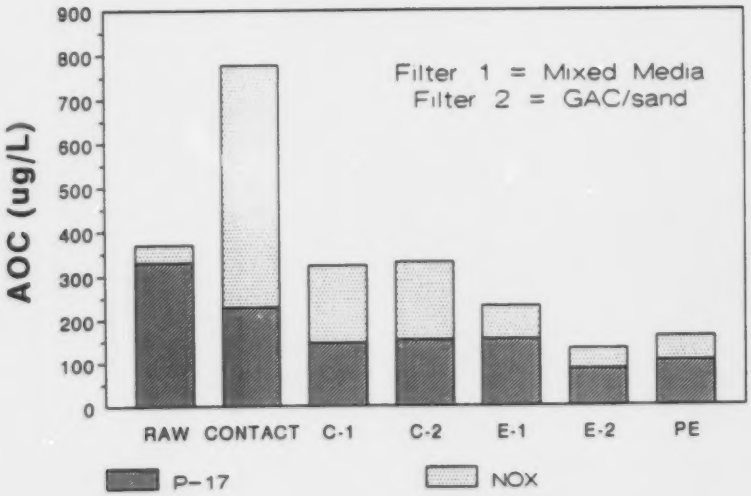
AW01234



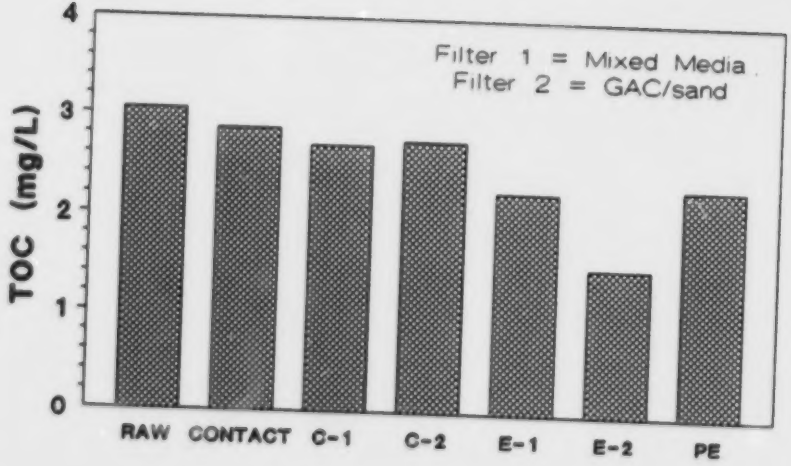
2 Relationship Between Mean Coliform Densities and Total AOC Levels, 1988-1990



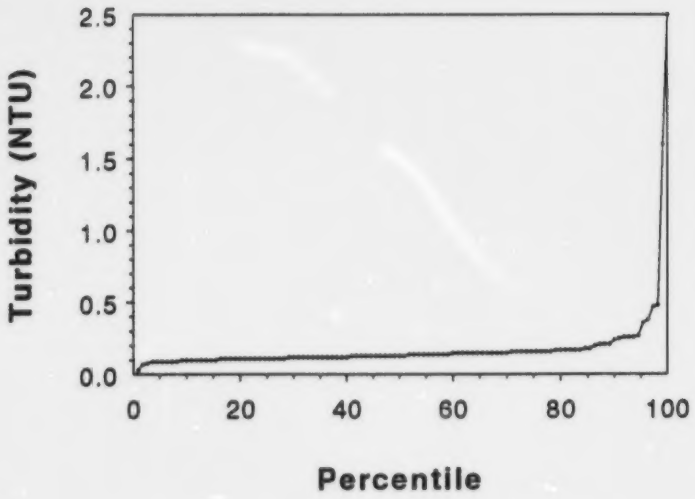
3 Relationship Between Percent Coliform Occurrence and Total AOC Levels, 1988-1990



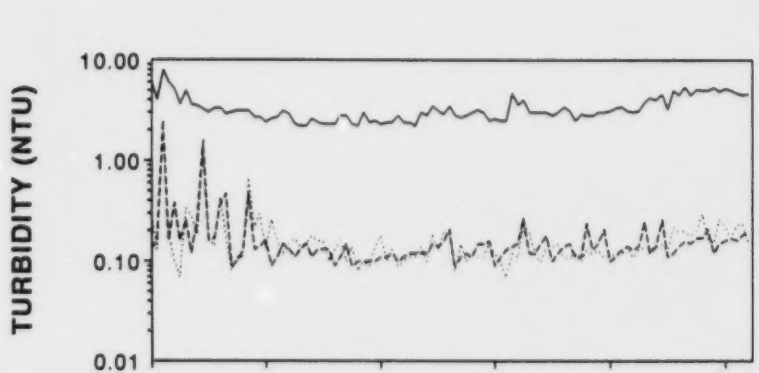
4 AOC Removal by Mixed Media and GAC/sand Filters. C-1 and C-2 are the clarifier basins, E-1 and E-2 are the filter effluents, PE is the SRTP effluent.



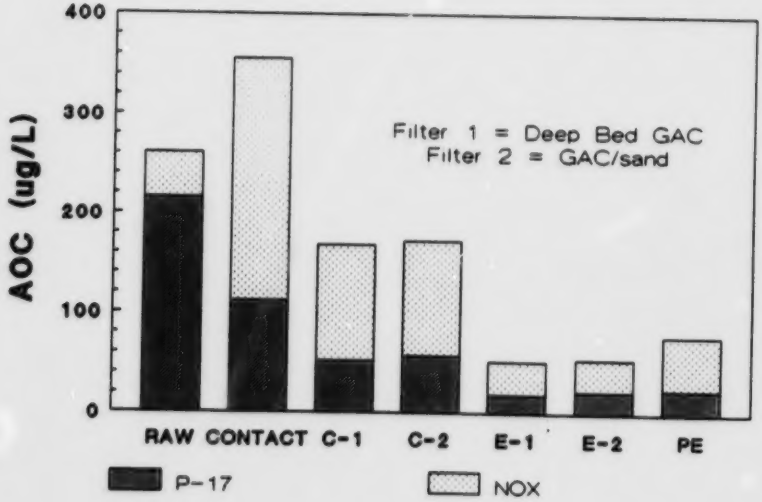
5 TOC Removal by Mixed Media and GAC/sand Filters. C-1 and C-2 are the clarifier basins, E-1 and E-2 are the filter effluents, PE is the SRTP effluent.



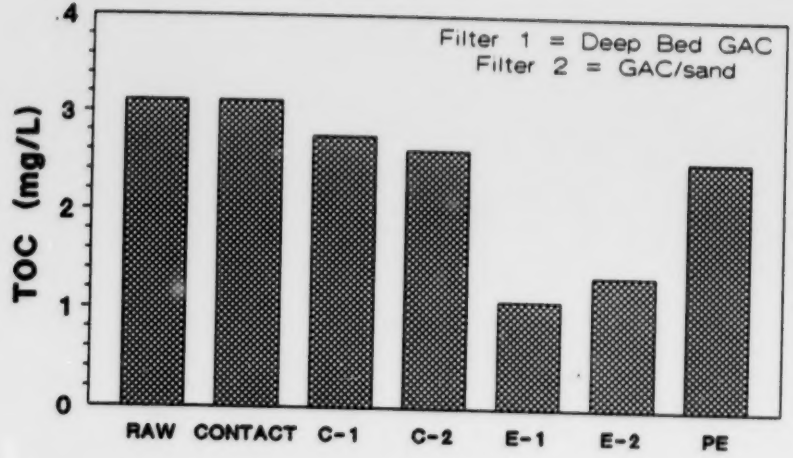
6 Distribution of Turbidity Values in Biologically Treated Water



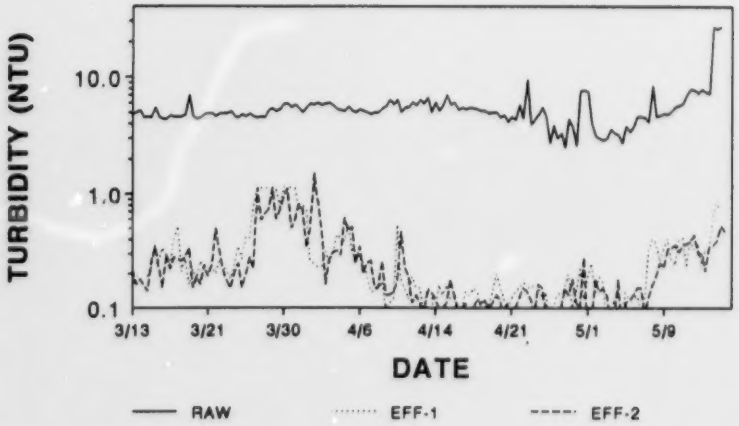
7 Comparison of Turbidity Values in the Effluent of Preozonated Mixed Media and GAC/sand Filters. Eff-1 is the effluent of the mixed media filter, Eff-2 is the effluent of the GAC/sand filter.



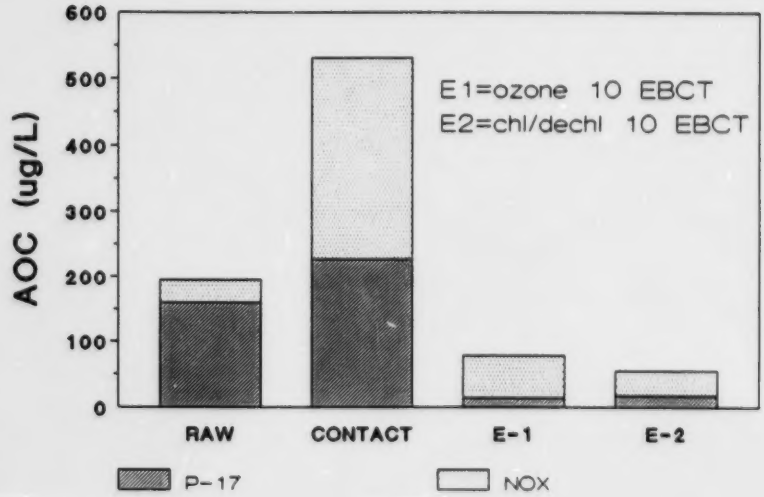
8 AOC Removal by GAC/sand Filters and Deep Bed GAC filters. C-1 and C-2 are the clarifier basins, E-1 and E-2 are the filter effluents, PE is the SRTP effluent.



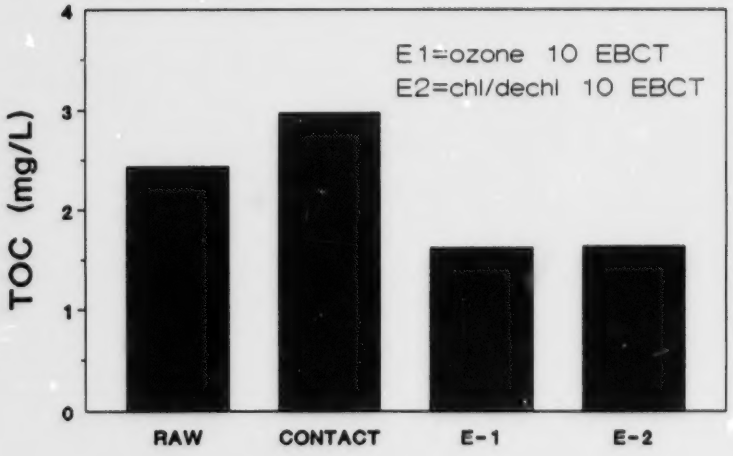
9 TOC Removal by GAC/sand Filters and Deep Bed GAC filters. C-1 and C-2 are the clarifier basins, E-1 and E-2 are the filter effluents, PE is the SRTP effluent.



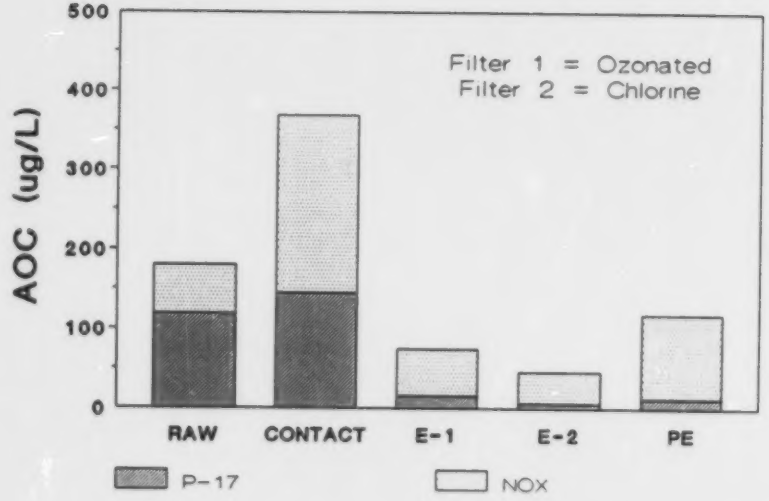
10 Comparison of Turbidity Values in the Effluent of Preozonated GAC/sand and Deep Bed GAC filters. Eff-1 is the effluent of the GAC/sand filter, Eff-2 is the effluent of the deep bed GAC filter.



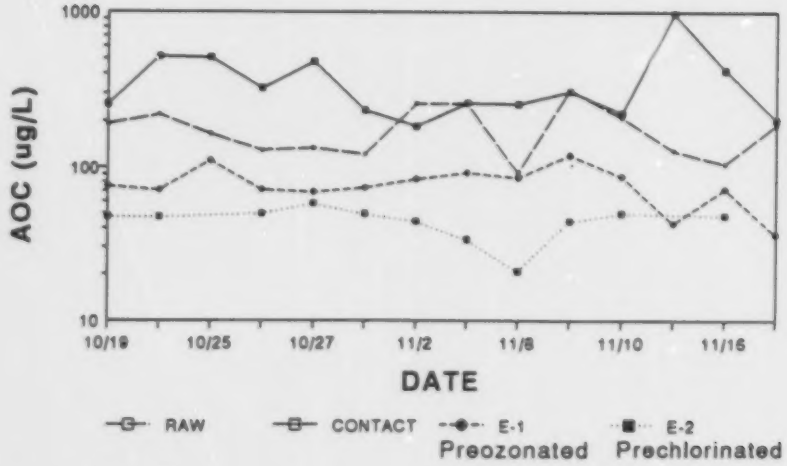
11 AOC Removal by Preozonated and Chlorinated/Dechlorinated GAC/sand Filters. E-1 and E-2 are the filter effluents.



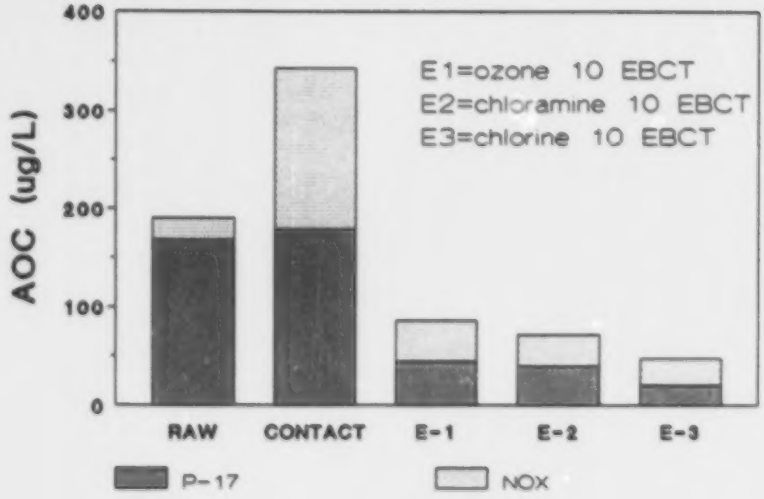
12 TOC Removal by Preozonated and Chlorinated/Dechlorinated GAC/sand Filters. E-1 and E-2 are the filter effluents.



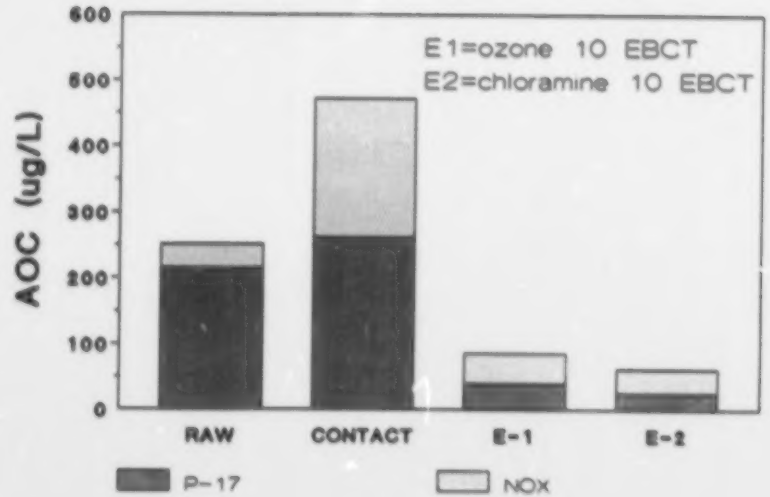
13 AOC Removal by Preozonated and Prechlorinated GAC/sand Filters. The chlorine residual was not neutralized prior to filtration. E-1 and E-2 are the filter effluents, PE is the SRTP effluent.



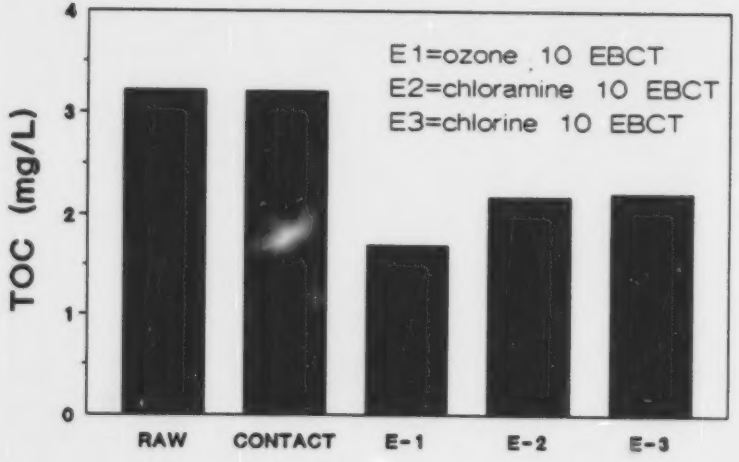
14 AOC Removal by Preozonated and Prechlorinated GAC/sand Filters. Contact, effluent of the ozone contactor, E-1 and E-2 are the filter effluents.



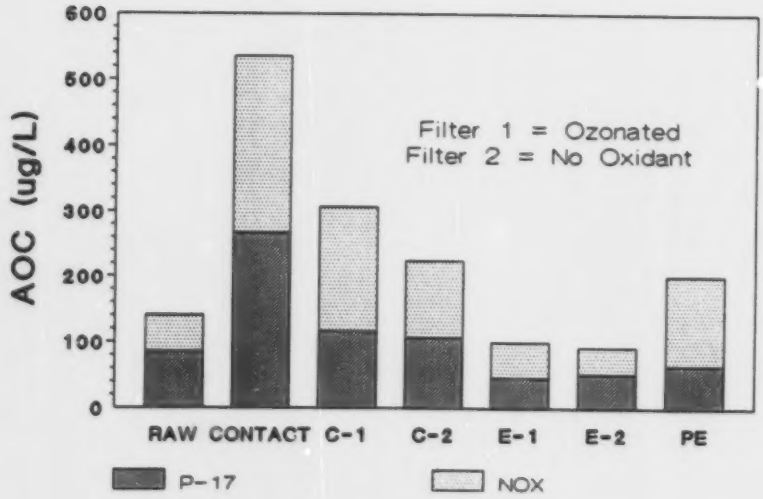
15 AOC Removal by Preozonated, Prechlorinated and Prechloraminated GAC/sand Filters. The chlorine and chloramine residuals were not neutralized prior to filtration. E-1, E-2 and E-3 are the filter effluents.



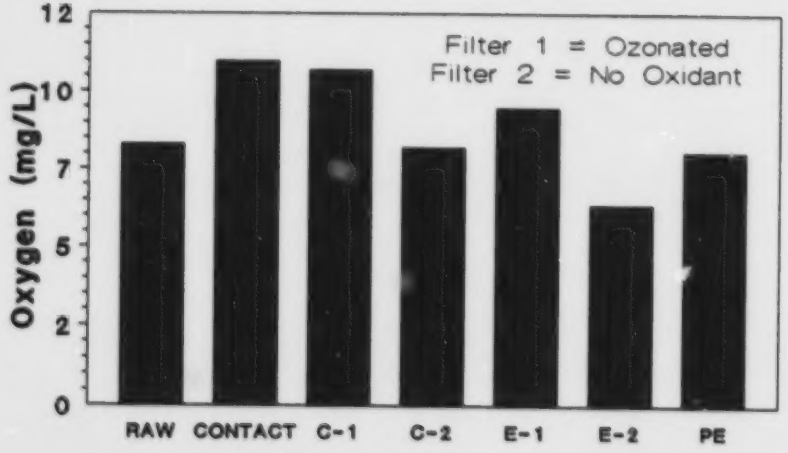
16 AOC Removal by Preozonated and Prechloraminated GAC/sand Filters. The chloramine residual was not neutralized prior to filtration. E-1 and E-2 are the filter effluents.



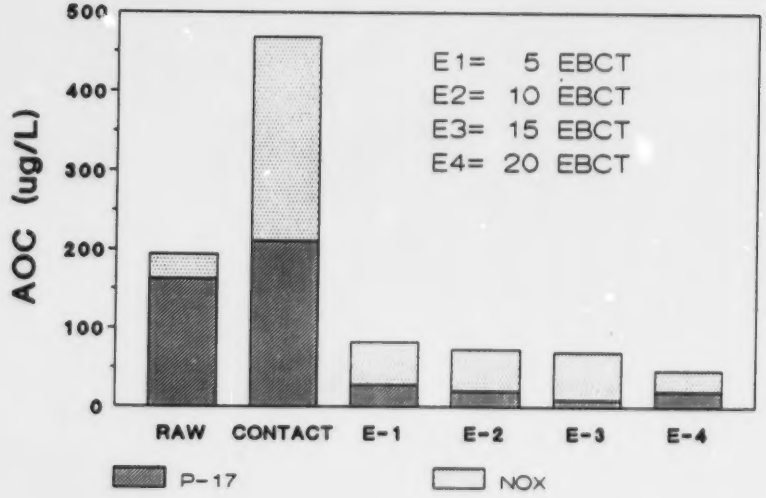
17 TOC Removal by Preozonated, Prechlorinated and Prechloraminated GAC/sand Filters. The chlorine and chloramine residuals were not neutralized prior to filtration. E-1, E-2 and E-3 are the filter effluents.



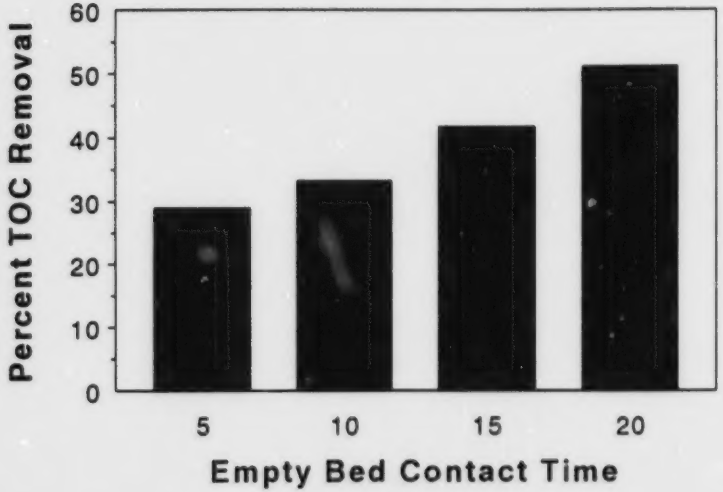
18 AOC Removal by Preozonated and Non-Preoxidated GAC/sand Filters. C-1 and C-2 are the clarifier basins, E-1 and E-2 are the filter effluents, PE is the SRTP effluent.



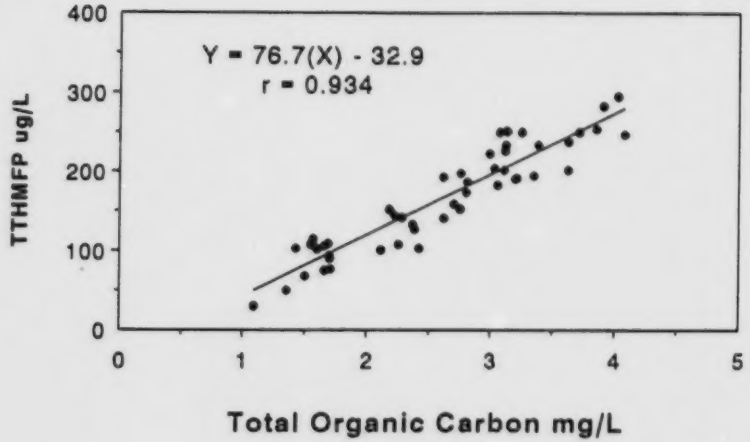
19 Oxygen Levels in Preozonated and Non-Preoxidated Filter Effluents. C-1 and C-2 are the clarifier basins, E-1 and E-2 are the filter effluents, PE is the SRTP effluent.



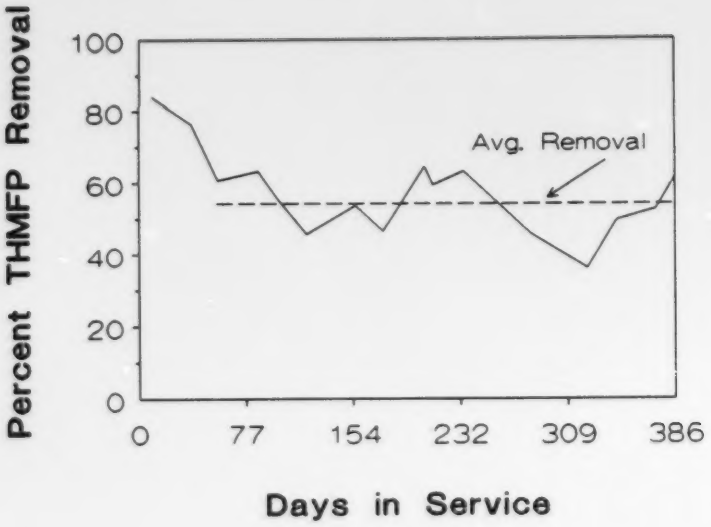
20 AOC Removal by GAC/sand Filters at Different EBCTs. All filters were pre-ozonated.



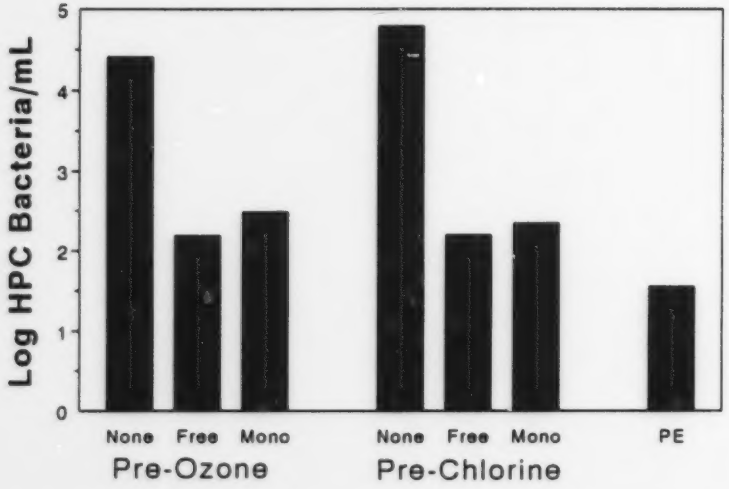
21 TOC Removal by GAC/sand Filters at Different EBCTs. All filters were pre-ozonated.



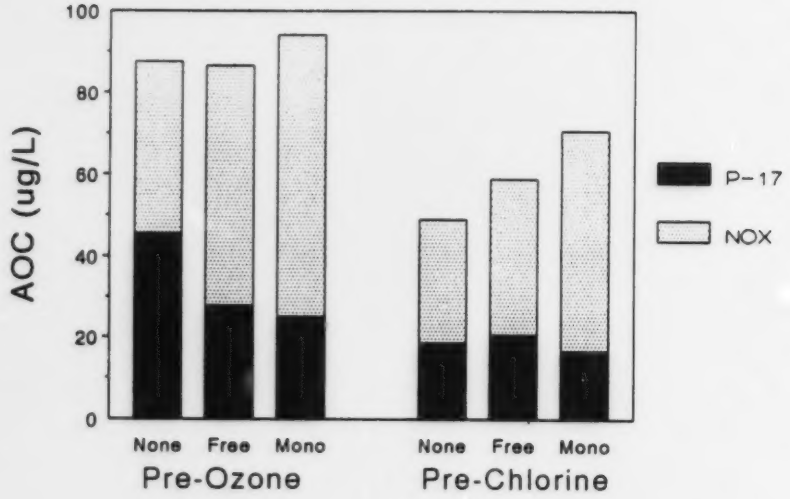
22 Relationship Between Total Trihalomethane Formation Potential (THMFP) and TOC. Values represent samples from all stages of treatment.



23 Efficiency of Biologically Active Filters for THMFP Removal. GAC/sand filters were preozonated and operated at 10 min EBCT.



24 Disinfection of HPC Bacteria in Preozonated and Prechlorinated Filter Effluents. Samples were exposed to 1 mg/L free chlorine and 2.0 mg/L preformed monochloramine for 30 min.



25 **Effect of Post-Disinfection on AOC Levels. Samples were exposed to 1 mg/L free chlorine and 2.0 mg/L preformed monochloramine for 30 min.**

Le bilan sur le traitement biologique de l'eau potable

(A Review of Biological Treatment in Drinking Water Treatment)

M. Prévost et R. Desjardins
École Polytechnique de Montréal
P. Lafrance
Ville de Laval (Québec)

Texte non reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

Performance of Biofiltration on an Ozonated, Highly-colored Ground Water

(Évaluation de la filtration biologique pour le traitement d'eaux ozonées souterraines fortement colorées)

E.M. Aieta
James M. Montgomery Consulting Engineers Inc.
Pasadena, California

Paper unavailable at time of printing
Texte non reçu au moment de mettre sous presse

ETUDE DE FONCTIONNEMENT DES FILTRES BIOLOGIQUES A CHARBON ACTIF BIOLOGIQUE DE L'USINE DE CHOISY-LE-ROY

PERFORMANCE OF BIOLOGICAL ACTIVATED CARBON (BAC) FILTRATION: THE CASE OF THE CHOISY-LE-ROY PLANT

G. BABLON (1)
Y. LEVI (1)
P. SERVAIS (2)
G. BILLEN (2)

(1) Compagnie Générale des Eaux - France
63, rue d'Anjou, F-75008 PARIS, France

(2) Groupe de Microbiologie des Milieux Aquatiques
Université Libre de Bruxelles
Campus de la Plaine, CP 221
Boulevard du Triomphe, B-1050 Bruxelles, Belgium

Abstract

The impact of empty bed contact time and temperature on the efficiency of biological GAC filtration has been studied on pilot filters at the Neuilly-sur-Marne treatment plant. Fixed bacterial biomass was investigated using a method of potential respiration of labeled glucose and the filtration efficiency was characterized by the removal of biodegradable dissolved organic carbon (BDOC). With a fixed bacterial biomass around 2 $\mu gC/cm^3$, pilots with empty bed contact times of 10 minutes removed around 60 % of BDOC. The net exportation of bacterial biomass was very low when compared to the removal of BDOC achieved by the filtration. BDOC removal increased with increasing empty bed contact times in the tested range of filtration velocities (6 m/h to 18 m/h). Data showed that it was necessary to double the empty bed contact time when temperature decreased from 20 °C to 8 °C to keep a similar BDOC removal efficiency, although the average bacterial biomass was the same at both temperature.

Introduction

Reducing dissolved organic carbon (DOC) in water is currently a major concern of drinking water producers. Indeed, DOC (in particular its biodegradable fraction) is primarily responsible for the process of bacterial regrowth and higher organisms proliferation in distribution system. It also causes a large chlorine demand, requiring higher chlorination rates if a significant free chlorine residual is to be maintained at the end of the network, thus increasing the risk of THM and odor formation (7).

In drinking water production lines, filtration on granular activated carbon (GAC) is designed specifically to reduce the amount of dissolved organic matter due to the adsorbant power of GAC. The adsorption capacity of GAC is however rapidly saturated requiring frequent regeneration or replacement of the GAC, which are both expensive and fastidious (6).

An interesting alternative introduced in some European treatment plants consists in using GAC filtration without regeneration, taking benefit of the activity of microbial communities colonizing the GAC particle (1, 12). In fact, this biological filtration has the advantage to specifically remove biodegradable compounds which are the most undesirable fraction of DOC in order to avoid bacterial regrowyh in distribution networks.

Even if the biological GAC filtration gives satisfying results in some treatment plants (2, 10), numerous questions still have to be answered in order to optimize the functioning of such filters, especially concerning the filtration velocities and the empty bed contact time required to obtain the best DOC removal.

In order to improve the understanding of the processes involved in biological

filtration and to derive guidelines for a rational management of these filters, an extensive study was conducted at Neuilly-sur-Marne (France) using experimental pilot GAC filters.

The Neuilly-sur-Marne plant is located in the eastern Parisian suburbs; it has a production capacity of 600 000 m^3 per day and supplies 1 500 000 inhabitants. The present treatment line at the Neuilly-sur-Marne treatment plant involves floculation, rapid sand filtration, ozonation and chlorination (Fig. 1). As an extension of this treatment line, biological GAC filtration will be introduced between the ozonation and final chlorination steps. The experimental pilot filters were therefore fed with sand filtered, ozonated water from the plant. A previous paper (Servais *et al*, submitted) discusses the follow-up of the biological colonization of pilot filters filled with virgin GAC, under normal conditions of filtration. The purpose of this paper is to present results gained in the functioning of colonized GAC filters and on the impact of empty bed contact time on the efficiency of these filters. The biological efficiency of the pilots is characterized by its capacity to remove biodegradable dissolved organic carbon. The latter is determined by a recently developed procedure (8, 9) measuring an absolute value of biodegradable DOC contrarily to methods previously proposed in the literature (11), yielding only an index of biodegradability. Impact of temperature on fixed bacterial biomass and filtration efficiency is also discussed.

Materials and methods

1. GAC PILOT FILTERS

During the present study, three pilots have been used at the Neuilly-sur-Marne treatment plant to study GAC (Picabiol from PICA Company, France) biological

filtration. The pilots consist in PVC cylinders of 40 cm diameter and are equipped with accurate discharge regulation and sampling facilities both for water and GAC (Fig. 2). They are fed with sand filtered ozonated water from the plant.

2. DISSOLVED ORGANIC CARBON (DOC) AND BIODEGRADABLE DISSOLVED ORGANIC CARBON (BDOC)

DOC was measured with a Dohrmann 80 Total Carbon Analyser using ultra-violet promoted persulfate oxidation of organic carbon, followed by infra-red spectrophoto- metric detection of the CO_2 produced by the oxidation. Samples were preserved by addition of NaN_3 (final concentration 0.05 %) and stored in sealed precombusted glass ampoules.

The biodegradable fraction of DOC was determined according to the bioassay procedure developed by Servais *et al.* (8, 9); the experimental protocol is as follows :

A 200-ml water sample is sterilized by filtration through a 0.2-µm-pore-size membrane carefully rinsed. A 2-ml inoculum containing autochthonous bacteria is added. This inoculum consists in raw water filtered through a 2-µm-pore-size filter. Incubation of inoculated sample is performed at 20 $\pm$ 0.5° C in the dark for 4 weeks. Two replicates 20-ml subsamples are collected at the beginning of the incubation (just after addition of the inoculum) and at the end of the incubation for DOC determination. The BDOC value is calculated as the difference between the mean values of the initial and the final DOC. The remaining DOC is considered as non biodegradable dissolved organic carbon (NBDOC). The accuracy of the method has been estimated to 0.05 mC/l (9). Each value presented in this paper is the average of three measurements.

3. BACTERIAL NUMBER AND SIZE IN WATER

Bacterial numbers in inflow and outflow water were determined by epifluorescence microscopy after acridine orange staining (AODC) following the procedure of Hobbie *et al.* (5) using an epifluorescence Leitz microscope equipped with a 100 W Hg lamp. The numbers of bacteria per ml were estimated from enumeration on 10 fields; at least 20 cells were counted on each field, the accuracy of such bacterial enumeration is about 10 %.

4. FIXED BACTERIAL BIOMASS ONTO GAC

Since direct microscopic enumeration of bacteria attached to activated carbon is not possible owing to the size and the surface irregularity of the solid support, a quite different approach has been developed for estimating bacterial biomass in GAC samples. This approach consisted in measuring a bacterial potential activity under standard conditions, and relating it to the size of the active population of bacteria. For this purpose, measurement of the production of $^{14}CO_2$ by respiration of added ^{14}C–glucose at a saturating concentration was found convenient. The experimental procedure is the following :

1ml of ^{14}C–glucose (Amersham) solution (1 mM glucose containg 0.1 to 1 μCi) is added to a 2 ml GAC sample in a penicillin flask closed with a rubber septum. The 2 ml GAC sample consists of GAC and water in the same proportion as in the studied filters (about 75 % w/w of water). After about 3 hours incubation at 20° C, the sample is acidified by adding 2 ml 10 % H_2SO_4 through the septum and then bubbled for 10 minutes to extract the CO_2, which is trapped in a mixture of Carbo-Sorb (Packard)

and Lipoluma (Lumac) (1/4 vol:vol) (3). Radioactivity is determined by liquid scintillation with a Packard Tri–Carb scintillation counter.

In order to convert the values of potential glucose respiration rate into bacterial biomass, this method has been calibrated on suspensions of bacteria coming from a carbon filter (10). Potential glucose respiration measurement and bacterial enumeration by acridine orange direct count (AODC) method were performed on the same samples. A correspondance factor of 1.1 µgC of bacterial biomass per nmole of glucose respired per hour has been found. The data of fixed bacterial biomass presented in this paper have been calculated using this correspondance factor.

Results and discussion

1. GENERAL FUNCTIONNING OF BIOLOGICAL GAC FILTERS

During a first phase of the present study, between July and November 1988, the functionning conditions of the three pilots were as follows : the depth of GAC was 1 m, 2 m and 3 m and the applied filtration velocity 6 m/h, 12 m/h and 18 m/h, respectively, for pilots I, II and III. So, the empty bed contact time was similar (10 minutes) for the three filters.

At the beginning of the studied period in July 1988, the pilot filters were functionning in these conditions for more than three months, a period long enough to reach a constant level of bacterial colonization (Servais *et al.*, submitted). During the studied period, we have not observed any significant variations of the fixed bacterial

biomass. The average bacterial biomass was respectively 2.15 µgC/cm³ GAC for pilot I, 1.87 µgC/cm³ for pilot II and 1.60 µgC/cm³ for pilot III. A vertical stratification of bacterial biomass within the pilots was observed during the period July to September at temperature around 20° C, but not for the measurements performed in November, at 9° C. As an example, figure 3 shows the fixed bacterial biomass as a function of depth in the three pilots in July 1989. The bacterial biomass significantly decreased from top to bottom of the filter. Similar vertical stratification has already been mentionned in GAC filters at the Choisy-le-Roi treatment plant when temperature was higher than 15° C (10). Washing the filters by a rapid counter current flow of water did not significantly modify the fixed bacterial biomass as already observed in other colonized GAC filters (10).

Measurements of DOC, BDOC and NBDOC were performed in the inlet and outlet waters of the various pilots. DOC of sand filtered and ozonated water supplied to the pilots ranges between 0.41 and 0.51 mgC/l with an average of 0.48 mgC/l. The removal of NBDOC, which results only from the adsorption process on GAC, was low in all the sampled situations; in average it represented around 3 % of the NBDOC in the inlet water. So, in the studied situations the adsorption capacity of the filters can be considered as saturated for DOC removal; bacterial activity was the only process responsible for the removal. The average removals of BDOC were respectively 0.26 mgC/l, 0.26 mgC/l and 0.28 mgC/l for pilot I, II and III. These results clearly indicate that biological removal or organic matter is the same for a given contact time, 10 minutes in this instance, whatever the filtration rate (in the range 6 m/h to 18 m/h). The mean BDOC removal (0.27 mgC/l) represents 56 % of the inlet water BDOC. This shows the good biological efficiency of the various pilot filters when more than a half of the BODC is removed with a 10 minute empty bed contact time.

Direct counts of bacteria in influent and effluent water of the GAC filter were also performed at several occasions. In all cases, bacteria were more numerous in the

outflow than in the inflow. Bacterial numbers in the inlet water ranged between $5\ 10^3$ and $1\ 10^4$ bacterial/ml and in the outlet water between $3\ 10^4$ to $1\ 10^5$ bacteria/ml with an average of $5\ 10^4$ bacterial/ml. No significant difference was observed in the outlet waters of the three pilots. This indicates a little net exportation of bacterial biomass from the filter into the outflow. If we consider a mean bacterial carbon content of $30\ 10^{-15}$ gC/bacteria, the exportation of carbon as bacterial biomass into the outflow corresponds to 0.001 to 0.003 mgC/l. The net exportation of bacterial biomass thus remains very low in term of organic carbon when compared to the removal of BDOC achieved by the filtration (0.27 mgC/l in average). This little net exportation of bacterial biomass will cause no trouble, when biological GAC filtration will be introduced in the treatment time of the plant, because this stage will be followed by a final disinfectant stage.

2. IMPACT OF EMPTY BED CONTACT TIME

The results presented in section 1 show that similar BDOC removals are observed in biological GAC filters with similar empty bed contact times. More information can be taken from the pilots experiments described here above, because in two occasions (September 7 and November 20) DOC and BDOC determinations were also performed, in interstitial waters collected at different depths within the GAC pilot filters. BDOC profiles are presented in Fig. 4. These measurements in fact allowed us to put in evidence the impact of filtration velocity in filters of the same depth. In fact, if we compare the BDOC concentration in the inlet water of pilot I, with the BDOC concentration measured at 1 meter depth in the other pilots, the impact of three filtration velocities (6m/h, 12 m/h and 18 m/h) on the efficiency of a one meter depth filter can be estimated (Fig. 5). The filtration efficiency, calculated as the percentage

of BDOC reduction, decreased with increasing filtration velocity and thus with decreasing empty bed contact time. Measurements performed on January 1989 with contact times up to 30 minutes confirmed this observation (3 meters depth of GAC and a filtration velocity of 6 m/h), as shown in Fig. 6. In this figure, the percentage of BDOC removal has been plotted against empty bed contact time for all sampled situations during our pilot study. It clearly put in evidence that for GAC filters colonized by bacteria and with a saturated adsorption capacity, the BDOC removal increases with increasing empty bed contact time at a given temperature.

3. IMPACT OF TEMPERATURE

When river water is used as raw water in drinking treatment plant, the seasonal variations of water temperature in the treatment line are important. For instance, in the Neuilly–sur–Marne treatment plant the water temperature ranges from 2–4° C in winter to 20–23° C in summer. Special attention was therefore devoted to the impact of temperature on fixed bacterial biomass and filtration efficiency of the biological GAC filters.

For doing this, during January to March 1989, the functionning of two pilots were compared. Both pilots contained 1 meter depth of colonized GAC and had a 6 m/h filtration velocity but one pilot was supplied with sand filtered and ozonated water at *in situ* temperature (between 7 and 10°C), the other was supplied with the same water heated at 20 ± 1^{0} C.

No significant difference was observed in the average fixed bacterial biomass for the two pilots; it ranged between 1.29 and 1.41 $\mu gC/cm^3$. On the other hand, the

verage BDOC removal was 0.18 mgC/l at 20° C and 0.08 mgC/l at *in situ* temperature while the BDOC in the inlet water was 0.30 mgC/l. With similar bacterial biomass, bacterial activity led to a 60 % removal of BDOC at 20°C and to a 27 % removal at temperature around 8° C. The impact of temperature is also obvious on Fig. 6; for a given contact time (10 minutes, in this case) the BDOC removal strongly decreases with decreasing temperature.

Conclusion

The results gained during this pilot study of biological GAC filtration have very important consequences for design and management of GAC filter in drinking water treatment plants.

First of all, experimental data confirm the usefulness of introducing a biological GAC filtration between the ozonation and the chlorination stages, at the Neuilly-sur-Marne plant. Bacterial activity of the fixed biomass (between 1 and 2 $\mu gC/cm^3$) allows to reduce more than a half of the BDOC with reasonable empty bed contact times (around 10 minutes).

As far as desing is concerned, GAC filters with high depth (3 meters) and a rapid filtration velocity (up to 18 m) seem to be as efficient as most of biological GAC filters already functionning in other treatment plants with 1 meter depth of GAC and a filtration velocity around 6 m/h. On the basis of this study, high GAC filters (2.5 m) have been already built at the Choisy-le Roi plant , another drinking water treatment plant in the parisian suburbs. A study of these new filters has recently confirmed the results presented in this paper on the empty bed contact time impact (4, Servais et al., submitted). Design of high GAC filters (up to 3 m) is actually studied for the

Neuilly-sur-Marne plant. Building high filters reduces the number of filters required for treating a given volume of water because the filtration velocity can be higher for a similar efficiency. This decision will reduce the cost of the installation of biological GAC filtration in an area where soil surface is very expensive.

As far as management is concerned, our observation implies that when the temperature of the water to be treated decreases, filtration velocity has to be reduced, in order to maintain a constant quality of outlet water in term of BDOC concentration. The observations on pilot filters described in this paper have been used to establish and validate a mathematical model relating the performances of biological filtration to the kinetics of the basic microbiological processes involved (Billen *et al.*, submitted).

References

1. AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION. 1981. An assessment of microbial activity on GAC. *Journal Am. Water Works Assoc.*, 73 : 447–454.

2. BABLON, G., C. VENTRESQUE and F. ROY. 1987. Evolution of organics in a potable water treatment system. *Aqua*, 2 : 110–113.

3. BILLEN, G., C. JOIRIS, J. WIJNANT and G. GILLAIN. 1980. Concentration and microbial utilization of small organic molecules in the Scheldt estuary, the Belgian coastal zone of the North Sea and the English Channel. *Est. Coast. Mar. Sci.*, 11 : 279–294.

4. BOUILLOT, P., G. BILLEN, P. SERVAIS and J.L. BRANCART. 1990. Biological contactors in the treatment of surface water to produce drinking water. Design and operating data. *Proc. Am. Water Works Assoc. Conf.* June 1990.

5. HOBBIE, J.E., R.J. DALEY and S. JASPER. 1977. Use of nuclepore filters for counting bacteria by fluorescence microscopy. *Appl. Environm. Microbiol.*, 33 : 1225–1228.

6. HUBELE, C. 1986 . Design of fixed bed adsorbers using mathematical models. *Water Supply*, 4 : 197.

7. RITTMANN, B.E. and V.L. SNOEYINK. 1984. Achieving biologically stable drinking water. *Journal AWWA*, 76 : 10–106.

8. SERVAIS, P., G. BILLEN and M.C. HASCOET. 1987. Determination of the biodegradable fraction of dissolved organic matter in waters. *Water Res.*, 21(4) : 445.

9. SERVAIS, P., A. ANZIL and C. VENTRESQUE. 1989. Simple method for determination of biodegradable dissolved organic carbon in water. *Appl. Environm. Microbiol.*, 55 : 2732–2734.

10. SERVAIS, P., G. BILLEN, C. VENTRESQUE and BABLON. 1991. Microbial activity in granular activated carbon filters at the Choisy-le-Roi drinking water treatment plant. *Journal AWWA* (in press).

11. VAN DER KOOIJ, D., A. VISSER and W.A.M. HIJNEN. 1982. Determining the concentration of easily assimilable organic carbon in drinking water. *Journal AWWA*, 74 (10) : 540.

12. WEBER, W.J., M. PIRBAZARI and G.L. MELSON. 1978. Biological growth on activated carbon : an investigation by scanning electron microscopy. *Env. Sci & Technol.Env.*, 12(7) : 817.

Acknowledgements

This work was supported by the SYNDICAT DES EAUX DE L'ILE DE FRANCE (Régie : Compagnie Générale des Eaux).

Gilles Billen is research associate of the F.N.R.S. (Fonds National de la Recherche Scientifique).

Legends of the figures

Figure 1 Schematic representation of the present treatment line of the Neuilly–sur–Marne drinking water plant.

Figure 2 Schematic representation of a filter pilot used in the study at Neuilly–sur–Marne drinking water treatment plant.

Figure 3 Fixed bacterial biomass profiles in the three pilot filters (September 7, 1988).

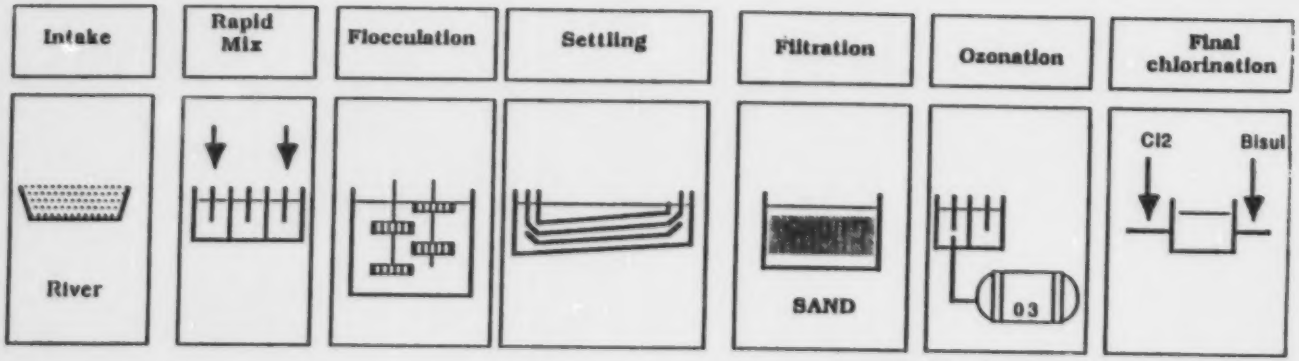
Figure 4 BDOC profiles in the three pilot filters (September 7, 1988).

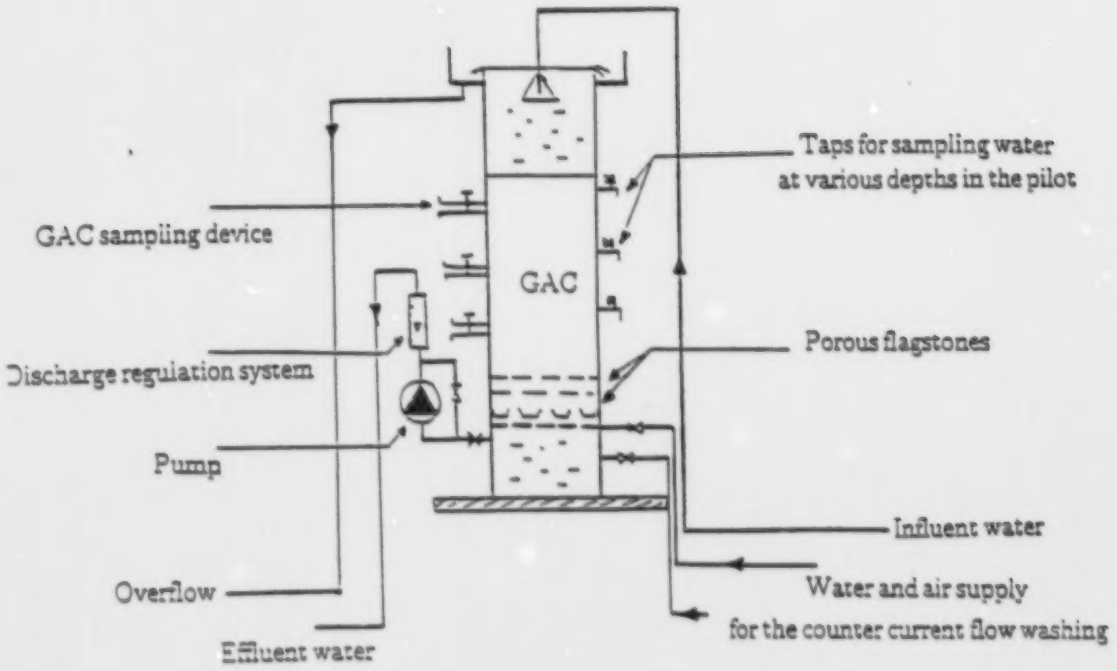
Figure 5 Impact of filtration velocity on BDOC reduction in a biologically colonized granular activated–carbon filter (1–m–depth granular activated carbon (A) BDOC per liter in the inlet (IN) and outlet (OUT) waters (September 7 and November 28). (B) Percent BDOC reduction plotted against filtration velocity (m/h).

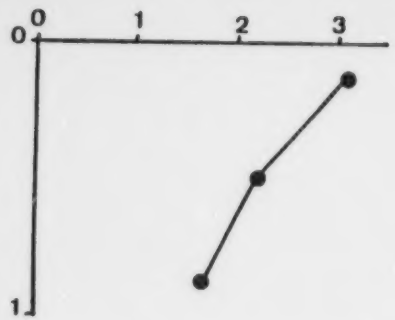
- ● September 7, 1988
- ▲ November 28, 1988.

Figure 6 Percentage of BDOC removal plotted against empty bed contact time for various situations :

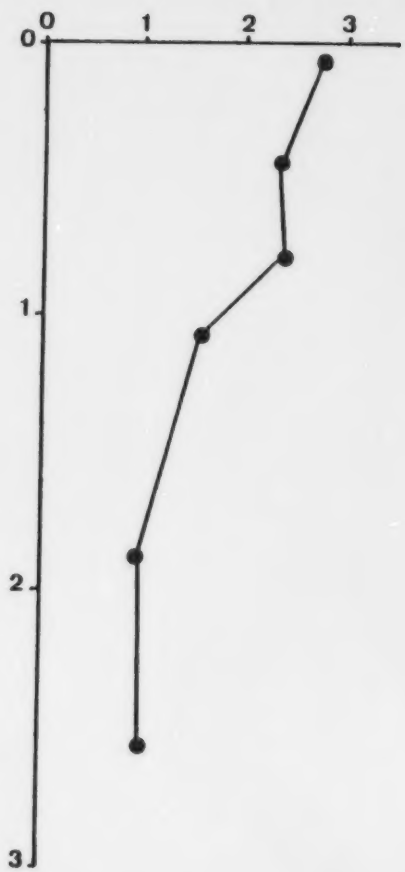
- ○ September, 1988 (18.5° C)(BDOC in the inlet water: 0.51 mgC/l)
- △ November, 1988 (8.5° C)(BDOC in the inlet water: 0.41 mgC/l)
- ● January, 1989 (7° C)(BDOC in the inlet water: 0.30 mgC/l).

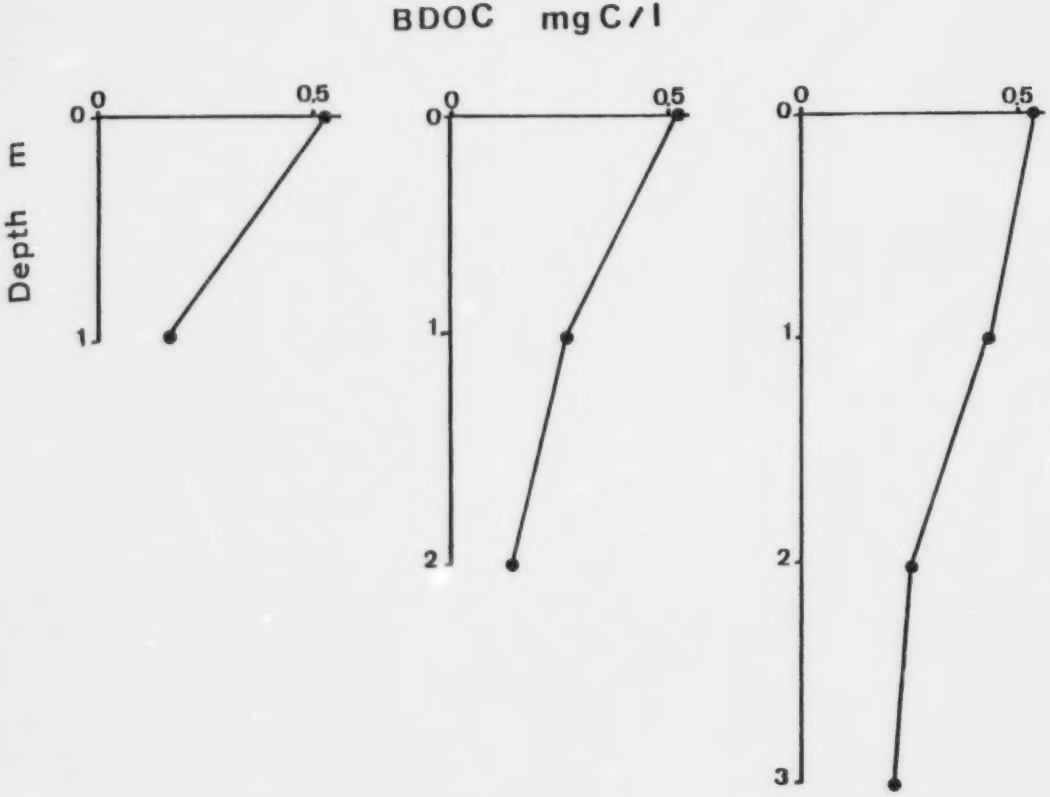

Intake
Rapid Mix
Flocculation
Settling
Filtration
Ozonation
Final chlorination
River
SAND
03
Cl2
Bisul


Taps for sampling water
at various depths in the pilot
GAC sampling device
GAC
Porous flagstones
Discharge regulation system
Pump
Influent water
Water and air supply
for the counter current flow washing
Overflow
Effluent water

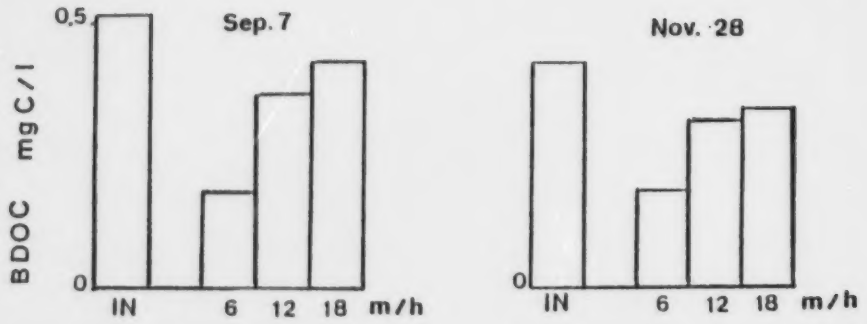

0
0
1
2
3
1

0
0
1
2
3
1
2

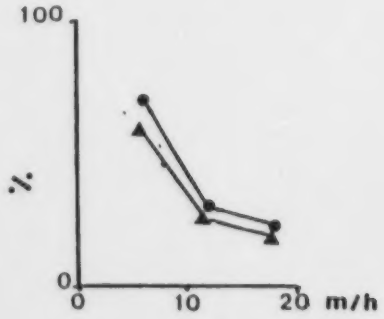

0
0
1
2
3
1
2
3

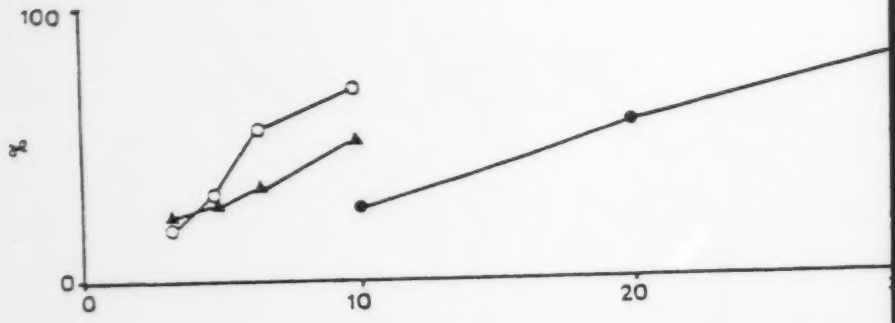

BDOC mgC/l
Depth m
0
0.5
0
1
0
0.5
0
1
2
0
0.5
0
1
2
3

A.


0,5
Sep. 7
Nov. 28
BDOC mgC/l
0
IN
6
12
18
m/h
0
IN
6
12
18
m/h

B.


100
%
0
0
10
20
m/h


100
%
0
0
10
20

Enlèvement de la matière organique dans les filtres CAB

Removal of organic matter in BAC filters

N. MERLET[1], M. PREVOST[2], Y. MERLET[1], J. COALLIER[3]

1 Laboratoire de Chimie de l'Eau et des Nuisances - URA n° 489
Ecole Supérieure d'Ingénieurs de Poitiers
40, av. du Recteur Pineau - 86022 Poitiers Cedex - France

2 Ecole Polytechnique de Montréal
Département Génie Civil - Environnement
2900, Bd Edouard Montpetit
Case Postale 6079 - Succ. A
Montréal (Québec) - Canada H3C 3A7

3 Ville de Laval
Laboratoire d'expertises
Service du Génie - Division Environnement
2, rue Hotte
Laval (Québec) - Canada H7N 1A2

RESUME

L'étude du traitement par filtration sur charbon actif biologique (CAB), utilisé en usine de production d'eau potable en second étage de filtration, en aval d'une étape d'ozonation, montre des variations saisonnières importantes de la composition de la matière organique issue des cuves d'ozonation et par suite des fluctuations notables au niveau de l'élimination du carbone organique dissous (COD) et de la demande en chlore. Le carbone organique dissous biodégradable (CODB) éliminé au cours de ce traitement ne peut être corrélé à l'abattement de la demande en chlore que pour des eaux de même composition.

Le couplage de techniques d'ultrafiltration au suivi des différentes fractions en cours d'incubation en batch pendant 30 jours avec un inoculum de bactéries indigènes libres, permet de préciser la nature des molécules susceptibles d'être bioéliminées et d'appréhender leur impact sur la demande en chlore de l'eau issue du traitement biologique.

Mots clés : Eau potable - charbon actif - matière organique - biodégradation - carbone organique dissous biodégradable (CODB) - demande en chlore - ultrafiltration.

SUMMARY

The biodegradable organic fraction of the dissolved organic carbon (DOC) is mainly responsible for growth of microorganisms in water distribution network. Utilisation of high chlorine dosages is often used for controlling this regrowth, but the presence of high contents of DOC results in a large chlorine demand and in the formation of undesirable by-products.

This paper presents results of a study performed at the Ste Rose water treatment plant (Québec - Canada) in order to get better understanding of the elimination of DOC and chlorine demand by the processes involved in biological filtration (combination of ozonation and granular activated carbon filtration).

Molecular size distributions of the dissolved organic matter of raw and treated water, are determined using ultrafiltration (UF) in stirred cells. They show large seasonal differences resulting in significant changes of DOC and chlorine demand reduction. The removal of DOC in the BAC filters is associated with bacterial degradation as measured through the biodegradable organic carbon (BDOC) performed by the SERVAIS method.

Monitoring of filters showed that BDOC removal is maintained (50 - 100 %) whatever the temperature (1°C during 5 months in winter and sometimes as high as 28°C in summer) and the organic composition of the ozonated water.

The removal of BDOC is associated with a significant reduction of the short and long term chlorine demand. However, if it is possible to correlate these two parameters for one type of water, no correlation could be established for the entire study because of the variations of chlorine reactivity of the refractory organic carbon.

The use of UF techniques, linked to the monitoring of various parameters (DOC, chlorine demand) during a batch incubation of the various size fractions, enables us to precise their biodegradable character. The data indicate that the degree of biodegradability differs among different molecular weight fractions. The highest molecular weight fraction (> 10 000 daltons) is the least biodegradable and the fraction in the low molecular weight (< 1 000 daltons) represents more than 50 % of BDOC and chlorine demand. However the smallest molecules (< 500 daltons) seem stable and they go through the filter without significant changes neither in DOC nor in chlorine demand.

As for the medium fraction (between 1 000 and 10 000 daltons), it is significantly bioeliminated but this BDOC reduction is not associated with a large chlorine demand removal. On the opposite, the removal of the chlorine demand of the largest molecules

these molecules undergo important structural changes under the action of biological treatment.

Key-words : Drinking water - activated carbon - organic matter - biodegradation - biodegradable organic carbon (BDOC) - chlorine demand - ultrafiltration.

1 INTRODUCTION

La présence dans les eaux d'une fraction biodégradable du carbone organique dissous favorise les processus de recroissance bactérienne dans les réseaux de distribution (VAN DER KOOIJ, 1982 ; HUCK, 1990). Elle nécessite par conséquent l'application de taux de chloration importants, ce qui induit la formation de composés organohalogénés indésirables, ainsi que des problèmes de goûts et d'odeurs. Pour éviter ces problèmes, et pour satisfaire aux nouvelles normes de qualité des eaux potables, on fait de plus en plus souvent appel à la filtration biologique, ce qui permet de réduire considérablement les risques de la chloration en diminuant la demande en chlore (BABLON, 1986 ; PREVOST, 1991) et par suite la formation de composés organohalogénés (ANDERSON, 1990 ; SHUKAIRY, 1990).

Bien que la filtration sur charbons actifs biologiques conduise à de bons résultats dans de nombreuses usines (BABLON, 1986 ; BOUILLOT, 1990 ; HUCK and coll., 1990 ; PREVOST, 1989 et 1990) certains problèmes demeurent encore pour optimiser l'enlèvement du carbone organique dissous biodégradable (CODB) par cette technique. Or, la matière organique des eaux naturelles est constituée d'un mélange complexe et changeant de macromolécules (substances humiques, polysaccharides, acides aminés...) dont les propriétés spécifiques peuvent présenter une incidence considérable sur l'efficacité des traitements utilisés (BRUCHET, 1990). En effet, les mécanismes d'action des oxydants utilisés à l'usine (ozone - chlore) ont fait l'objet de nombreuses études sur une grande variété de composés organiques susceptibles d'être présents dans les eaux à traiter (DORE, 1989 ; LEGUBE, 1990 ; livre "Ozone in water treatment", 1990) et une connaissance même approximative de la composition du carbone organique dissous (COD) pourrait permettre l'optimisation de l'élimination de la matière organique par couplage ozonation/filtration sur charbon actif biologique (CAB), ainsi qu'un abattement des taux de chloration appliqués en fin de filière.

Dans ce but, nous nous sommes fixés comme objectif de déterminer les paramètres permettant d'optimiser l'enlèvement de la matière organique biodégradable dans les filtres CAB afin de réduire la demande en chlore à la sortie de l'usine. En conséquence, après avoir caractérisé les principaux paramètres de suivi de l'évolution de la qualité de l'eau dans les filtres, nous avons tenté en utilisant les techniques d'ultrafiltration de caractériser la matière organique éliminée par filtration biologique et de préciser les tailles de molécules présentes susceptibles d'être bioéliminées.

2 MATERIEL ET METHODES

2.1 Caractéristiques de l'installation

L'étude est conduite sur les filtres CAB de l'usine de Sainte Rose (Laval-Québec), qui a une capacité nominale de 110 000 m^3/j.

L'eau brute provient de la rivière des Mille-Iles ; elle présente une charge organique élevée (COT de 5 à 10 mg l^{-1}) et est sujette à des variations saisonnières importantes en composition et en température (1 à 28°C).

La chaîne de traitement est la suivante : coagulation/floculation - décantation - filtration sur sable/anthracite - ozonation - filtration sur CAB - ajustement du pH - désinfection.

Les contacteurs à CAB de 2 mètres de hauteur utilisent plusieurs types de charbon ; la vitesse de filtration est de 10 m h^{-1} ce qui assure des temps de contact de l'ordre de 20 minutes. Le charbon n° 1 (PICABIOL), d'origine végétale est caractérisé par une structure macroporeuse (10 - 100 µm), alors que le charbon n°2 (CALGON F-400), d'origine bitumeuse ne comporte que des micropores (<< 0,1 µm). Des systèmes d'échantillonnages répartis à 10 profondeurs sur 2 des filtres permettent de suivre l'évolution du traitement à différents temps de contact.

2.2 Méthodes analytiques

2.2.1 Analyses du COT et du COD

Le carbone organique total (COT) est mesuré à l'aide d'un analyseur DOHRMAN DC 80 ; pour l'analyse du carbone organique dissous (COD) on effectue au préalable une filtration sur filtres MILLIPORE de 0,22 µm (réf. GSWP 047 SO) préalablement rincés à l'eau ultrapure.

Toutes les analyses sont réalisées en duplicata ou en triplicata afin d'assurer une incertitude de l'ordre de 0,1 mg l^{-1}.

Les échantillons qui doivent être stockés sont conservés à 4°C après ajout d'acide phosphorique (pH < 2).

2.2.2 Mesure de la demande en chlore

Toutes les chlorations sont effectuées à 20°C par ajout de microvolumes d'une solution de chlore titrant environ 2 g l^{-1}. Le taux de chlore appliqué est fixé à 2 mg de chlore par

mg de COT initial et en raison du faible pouvoir tampon de l'eau de l'usine, toutes les chlorations sont réalisées en tamponnant le milieu à pH 7,0 (tampon phosphates). Toutes les chlorations sont réalisées en duplication à l'obscurité.

Après le temps de contact choisi, le chlore résiduel libre est mesuré par la méthode à la DPD (AFNOR 1990).

2.2.3 *Mesure du CODB*

La méthode choisie pour cette étude est celle de SERVAIS (1987) avec un inoculum mixte indigène constitué de bactéries en suspension (collecté au niveau des filtres CAB). La différence de mesure du COD avant incubation et après 30 jours d'incubation à 20°C donne la valeur du CODB. L'obtention d'une précision acceptable (± 0,1 mg l^{-1}) nécessite des précautions analytiques très rigoureuses.

2.2.4 *Analyse de l'azote ammoniacal*

Cette analyse est réalisée par la méthode spectrophotométrique au bleu d'indophénol (AFNOR 1990) qui conduit à une très bonne précision (± 2 µg l^{-1}) pour des teneurs supérieures à 5 µg l^{-1}.

2.3 Ultrafiltration

L'ultrafiltration a été réalisée sur des cellules agitées de marque AMICON (modèle 8400) de 400 ml de capacité avec des membranes YC 05, YM 1, YM 10, YM 30 présentant des seuils de coupure respectivement à 500, 1 000, 10 000 et 30 000 daltons. Les membranes utilisées sont soigneusement rincées (eau chlorée - eau ultrapure) pour éliminer tout relargage de composé organique. L'ultrafiltration est effectuée à 20°C sous une pression d'azote de 5 à 25 psi.

Précisons à ce stade qu'en raison de la technique utilisée (membranes) et des difficultés liées à la détermination des tailles des molécules, nous ne parlerons que de masse molaire apparente en gardant en mémoire le domaine d'imprécision de l'ultrafiltration.

En outre, afin de limiter au maximum les interférences, le volume ultrafiltré a toujours été inférieur à 60 % du volume initial d'échantillon placé dans la cellule.

3 RESULATS ET DISCUSSION

3.1 Evolution de la qualité de l'eau dans les filtres CAB

Des bilans de fonctionnement, effectués périodiquement sur l'usine (8 à 10 échantillonnages complets par an) permettent de suivre les différents paramètres sur l'ensemble des points de prélèvements des filtres CAB.

Le temps de contact exprimé dans l'ensemble des courbes est le temps de contact en fût vide.

3.1.1 Profils d'enlèvement du COD dans les filtres CAB

Les profils de COD obtenus avec les charbons 1 et 2 lors de l'échantillonnage du 22/04/91 (température de l'eau = 5°C) sont présentés sur la figure 1. On remarque que l'enlèvement est progressif dans les filtres et qu'il est sensiblement le même pour les 2 types de charbon.

Figure 1

Notons également que l'allure de ces profils et l'amplitude de l'abattement de la matière organique varie avec la nature de l'eau et/ou sa température. Ainsi en période hivernale (θ_{eau} = 1°C), l'abattement s'effectue dans toute la profondeur du filtre, mais il est de faible amplitude (0 à 15 % du COD) alors qu'en période estivale (θ_{eau} = 20 à 25°C) un abattement rapide est observé en surface des filtres CAB et il peut atteindre 25 à 30 % du COD présent dans l'eau ozonée à l'affluent des filtres.

3.1.2 Enlèvement de l'azote ammoniacal

L'azote ammoniacal, présent dans l'eau brute à des concentrations faibles (30 à 80 $\mu g\ l^{-1}$) peut subir une nitrification au sein des filtres biologiques. Cette nitrification se produit dans certains filtres, principalement en période tempérée ou chaude (cf. figure 2).

Notons que la différence observée sur ces 2 filtres pour l'élimination de l'ammoniaque peut vraisemblablement être reliée à la structure macroporeuse du charbon PICABIOL, les macropores pouvant servir de sites d'attachement protégés pour la biomasse bactérienne nitrifiante.

Figure 2

3.1.3 Enlèvement de la demande en chlore

La réduction de la demande en chlore par la filtration biologique varie de manière significative avec la température de l'eau et/ou sa composition comme l'a montré PREVOST (1991) sur l'eau de l'usine. Pour un faible temps de chloration (4 h), ce qui représente assez bien l'eau à la sortie de l'usine, l'enlèvement peut varier de 25 à 60 % alors qu'une chloration à long terme (7 jours et plus) présente un enlèvement généralement plus faible (15 à 43 %). Un exemple de profil obtenu est présenté à la figure 3 pour différents temps de chloration.

Sur le filtre CALGON qui n'élimine pratiquement pas l'ammoniaque l'abattement de la demande en chlore à court ou à long terme par filtration biologique est de l'ordre de 0,7 à 1 mg l^{-1}, ce qui représente 31,7 % de la demande en chlore 4 h et seulement 23,7 % de la demande en chlore 168 h.

Figure 3

3.1.4 Biodégradation de la matière organique

Les performances des filtres à CAB présentent des fluctuations notables en cours de l'année. Ainsi, PREVOST (1991) a pu montrer que pendant la période froide (1°C pendant environ 5 mois) le CODB présent est le plus souvent inférieur à 0,4 mg l^{-1} dans l'eau ozonée qui arrive sur les filtres CAB, et la filtration biologique en élimine 0,2 à 0,4 mg l^{-1}. Dans les eaux chaudes, le CODB présent peut atteindre 0,5 à 0,8 mg l^{-1} et le traitement biologique en dégrade 0,4 à 0,7 mg l^{-1}. Ajoutons que, la filtration biologique, telle quelle est pratiquée à l'usine avec des temps de contact de l'ordre de 20 minutes, assure généralement 80 % de l'enlèvement du CODB, cependant il a été possible d'observer dans quelques rares cas, une élimination très faible (0,1 à 0,2 mg l^{-1}) du carbone organique non biodégradable.

Un exemple de profil d'élimination du CODB obtenu le 22/04/91 pour une eau à 5°C est présenté sur la figure 4. Dans ces conditions, l'enlèvement du CODB est rapide dans les premières minutes de contact, mais une concentration résiduelle notable du CODB traverse le filtre. Cette fraction du CODB non éliminée après 25 minutes de filtration représente vraisemblablement une fraction de matière organique lentement biodégradable et les variations saisonnières du CODB résiduel pourraient alors être attribuées à une modification de la nature des matières organiques présentes dans l'eau.

Figure 4

Cette dégradation du CODB dans le filtre a pu être associée à la réduction du COD, comme le montrent les courbes de la figure 5, qui rapportent pour les 2 charbons utilisés l'élimination du COD et du CODB aux différentes hauteurs de prélèvement.

Figure 5

En conséquence, et en l'absence d'autres hypothèses, il semblerait qui l'élimination du COD sur le filtre CAB et la diminution du CODB, tel que mesuré par la méthode de SERVAIS (1987), présentent une bonne similitude ; ceci tendrait à montrer que cette mesure du CODB est en bon accord avec ce qui se passe effectivement sur les filtres lors de la biodégradation de la matière organique.

3.1.5 Corrélation CODB/demande en chlore

Si l'on observe les variations respectives du COD et de la demande en chlore éliminée sur les filtres CAB (cf. figure 6), on s'aperçoit qu'une élimination de 15 à 17 % du COD conduit à un abattement de 23 à 26 % de la demande en chlore à long terme. Cette observation qui semble assez générale à ce stade du traitement (PREVOST, 1990) laisse à penser que le CODB est plus réactif avec le chlore que ne l'est le carbone organique réfractaire.

Figure 6

En supposant négligeable l'adsorption sur les filtres CAB de composés organiques consommateurs de chlore, il est possible de tenter de corréler le CODB et la demande en chlore, ce qui permettrait de connaître rapidement l'impact de l'élimination de tout ou partie du CODB sur la demande en chlore. De telles corrélations ont été testées par PREVOST (1991) dans la première partie de cette étude. Les résultats obtenus lors de l'échantillonnage du 22/04 sont illustrés sur la figure 7. Seules les données du charbon CALGON ont été exploitées, car l'élimination d'ammoniaque y est suffisamment faible pour ne pas interférer significativement sur la consommation en chlore. Les prélèvements effectués sur le filtre CAB pour différents temps de contact (11 hauteurs réparties sur le filtre) ont permis de reporter la demande en chlore (à court, moyen ou long terme) en fonction de la valeur du CODB.

Figure 7

L'ensemble des résultats obtenus présente des coefficients de corrélation satisfaisants compte tenu de la précision des techniques analytiques concernées. L'enlèvement de la matière organique biodégradable se traduit généralement par une diminution importante de la demande en chlore. Les droites observées sont de la forme :

où b représente la demande en chlore (à court, moyen ou long terme) de la matière organique non biodégradable. Les paramètres a et b dépendent non seulement des caractéristiques intrinsèques de l'eau (nature et réactivité de la matière organique), mais ils varient également avec la durée de la chloration (cf. figure 7).

Ainsi, nous avons pu montrer que le carbone organique réfractaire, traduit par le coefficient b, présente une réactivité et donc une composition différente au cours de l'année.

3.2 Caractérisation de la matière organique éliminée sur filtre CAB

Afin d'optimiser l'élimination de la matière organique biodégradable sur les filtres CAB, il serait intéressant de pouvoir connaître plus précisément la nature de cette fraction organique bioéliminable.

Une première approche à cette question a été réalisée par SERVAIS (1989) qui a défini 3 classes de composés organiques assimilables selon qu'ils sont :

- directement assimilables ;
- rapidement biodégradables ;
- ou lentement biodégradables.

Cette distinction effectuée par des méthodes biologiques (suivi de la biomasse bactérienne par épifluorescence) s'appuie également sur une simulation par un modèle mathématique.

La voie d'approche que nous avons suivie au cours de cette étude s'appuie sur le fractionnement de la matière organique par ultrafiltration et tend à mettre en évidence les fractions responsables de la demande en chlore et/ou du CODB.

En effet, l'efficacité de nombreux procédés de traitement d'eau est souvent reliée à la répartition de la taille des composés organiques en solution (LOGAN, 1990). Ainsi, COLLINS (1985) a montré que la majorité des trihalométhanes produits lors de la chloration des eaux potables provenaient de composés de taille inférieure à 10 000 daltons. De la même manière, les recherches de EL-REHAILI (1987) confirment que les substances organiques de très haute masse molaire (> 40 000 daltons) sont difficilement adsorbées. Cependant, si le flux de composés organiques dissous dans un biofilm est proportionnel à la taille de la molécule, comme le montre LOGAN (1987), on ne connaît

pas, dans les eaux naturelles, la répartition des tailles de molécules organiques susceptibles de se biodégrader.

3.2.1 Evolution de la distribution des masses molaires au cours de la filtration biologique

Le fractionnement par ultrafiltration de l'eau en amont des filtres biologiques et en cours de filtration a été réalisé à différentes périodes de l'année sur le charbon PICA. Les résultats, rapportés au tableau I, en terme de variation du COD des différentes fractions ultrafiltrées, montrent tout d'abord la grande variabilité de la composition de l'eau qui sort des cuves d'ozonation. De plus, si l'abattement du COD total a toujours été observé, l'enlèvement spécifique d'une fraction particulière de la matière organique semble difficile à mettre en évidence ; la tendance générale semble plus aller dans le sens d'une diminution légère de toutes les tailles de molécules, ce qui est représenté sur les courbes de la figure 8.

Tableau I

Figure 8

3.2.2 Réactivité au chlore des différentes fractions ultrafiltrées

Le critère choisi pour évaluer l'incidence de la filtration biologique sur l'abattement de la demande en chlore est le paramètre réactivité au chlore qui est le quotient de la demande en chlore par le COD.

Pour utiliser ce paramètre dans les conditions optimales, il est nécessaire de se placer dans une situation telle que la demande en chlore par les composés non organiques soit négligeable ; en particulier, l'élimination de l'ammoniaque doit être extrêmement faible, voire même nulle en raison de la stœchiométrie de la réaction (Cl/N ≈ 7,6).

Sur le tableau II sont rapportées les données obtenues pour une chloration à court terme (4h). La tendance générale pour la totalité des fractions est à une diminution de la réactivité au chlore lors de la filtration biologique. Cependant, si dans certains cas la fraction de plus haute masse molaire présente une réactivité élevée (essai du 18/12/90), il n'est pas possible non plus de négliger les petites molécules (< 1 000 daltons), qui lors de l'échantillonnage du 30/01/91 présentent une réactivité supérieure à celle des molécules de taille plus élevée. En conclusion, il semble bien que le plus souvent toutes les fractions concernées participent notablement à la demande en chlore.

Tableau II

3.3 Evolution de l'eau ozonée en cours d'incubation

Cette approche consiste à suivre l'eau ozonée au cours d'une incubation en batch suivant la méthode de Servais (1987) utilisée pour la détermination du CODB (cf § 2.2.3).

Pour différents temps d'incubation, on mesure le COD résiduel et la demande en chlore de l'eau incubée ; on récupère également par ultrafiltration la fraction de masse molaire apparente inférieure à 1 000 daltons que l'on soumet aux mêmes analyses. L'échantillonnage est réalisé le 18/03/91 sur une eau à 5°C.

Sur l'eau ozonée (cf. figure 9), la biodégradation du COD s'effectue lentement et la fraction de faible masse molaire semble ne diminuer que dans de faibles proportions. On peut donc penser que le COD qui disparait en cours d'incubation peut :

- provenir de la fraction > 1 000 daltons ; mais dans ce cas, on devrait envisager une dégradation très rapide des grosses molécules en carbone minéral, de telle sorte que les intermédiaires réactionnels de plus petite taille soient dégradés eux-mêmes très rapidement et donc non décelés dans le milieu par l'augmentation de la fraction inférieure à 1 000 daltons ;

- ou bien être originaire de la fraction inférieure à 1 000 daltons. Dans ce cas et c'est ce qui parait le plus vraisemblable, les molécules biodéiminées sont remplacées par des molécules initialement plus grosses.

Figure 9

Cette dernière hypothèse serait à rapprocher des résultats de SERVAIS (rapportés dans "Ozone in Water Treatment", 1990) qui stipule que, tant qu'il persiste dans le milieu une fraction H notable de composés rapidement ou lentement biodégradables, son hydrolyse conduit à la formation de substrat S facilement assimilable et la concentration de S demeure pratiquement inchangée. L'élimination complète de S dépend donc de celle des fractions H.

Quant à la demande en chlore (mesurée en duplicata sur l'eau ozonée incubée et son ultrafiltrat), elle présente une augmentation notable en début d'incubation (cf. figure 10) qui peut vraisemblablement s'expliquer par une modification de structure des molécules présentes sans élimination de COD. Ce phénomène, qui conduirait à la formation, par décomposition bactérienne, de structures plus réactives avec le chlore que les structures initialement présentes, n'est que transitoire et la tendance est ensuite à une diminution

progressive de la demande en chlore pour l'eau ozonée non fractionnée, tandis que l'ultrafiltrat ne présente pas de variation notable.

En fin d'incubation (42 jours), la demande en chlore augmente à nouveau. Cette augmentation peut avoir la même origine que décrite précédemment, mais elle peut aussi provenir de la lyse cellulaire et de la production de métabolites cellulaires pouvant exercer une forte demande en chlore pour un COD faible (par exemple des acides aminés).

Figure 10

Si l'on admet que l'utilisation des matières organiques dans une incubation en flacons, simule la filtration sur CAB (cf § 3.1.4), ces derniers résultats confirmeraient donc que la fraction de matière organique qui est bioéliminée, et dont dépend l'enlèvement d'une partie importante de la demande en chlore, n'est pas nécessairement la fraction de faible masse molaire.

Il est à noter cependant une différence marquante entre les 2 techniques sur le plan cinétique. Les bactéries fixées sur le film biologique du filtre biodégradent le CODB en quelques minutes alors qu'une trentaine de jours sont nécessaires pour parvenir à un résultat équivalent en incubation batch, avec un inoculum de bactéries libres extraites du charbon.

3.4 Bioélimination des différentes tailles de molécules

L'eau ozonée prélevée en amont des filtres CAB le 18/03/91 a été ultrafiltrée sur des membranes de 500, 1 000 et 10 000 daltons. Les différents ultrafiltrats, dont on a déterminé le COD et la demande en chlore, sont additionnés d'un inoculum de bactéries libres et mis en incubation à 20°C (2 échantillons en parallèle). Le COD est suivi au cours du temps, et la demande en chlore est déterminée après 35 jours d'incubation.

Il est intéressant de constater (cf. figure 11) que si les molécules de masses molaires apparentes supérieures à 10 000 daltons présentent un CODB négligeable, toutes les molécules de taille inférieure à 10 000 daltons participent significativement au CODB de l'eau ozonée. Quant aux molécules inférieures à 1 000 daltons, elles représentent 61 % du CODB total et seulement 38,7 % du COD total (cf. tableau III), et parmi celles-ci, ce sont les molécules de masses molaires comprises entre 500 et 1 000 qui contiennent la plus grosse fraction de carbone organique biodégradable.

Enfin, il convient de signaler que les petites molécules (< 500 daltons) ne sont que peu biodégradables, et ce, suivant une cinétique de dégradation très lente. Ceci confirme que

les petites molécules, présentes dans cette eau ne sont pas directement assimilables, tout au moins par incubation avec un inoculum de bactéries libres.

Figure 11

Tableau III

Si l'on compare les résultats de la figure 11 avec ceux présentés à la figure 9, il apparait que l'évolution de l'ultrafiltrat sur membrane 1 000 daltons est comparable dans les 2 cas, ce qui exclut donc que ces petites molécules puissent être produites dans le milieu en tant que sous-produits de biodégradation de molécules de tailles plus élevées. En d'autres termes, si la biodégradation de certaines grosses molécules conduit nécessairement pour partie à une minéralisation totale sous forme de CO_2, il parait vraisemblable que la majeure partie des intermédiaires réactionnels de petite taille (< 1 000 daltons) présente une durée de vie très courte, et ne sont donc pas détectés dans le milieu.

En ce qui concerne la demande en chlore éliminée lors de l'incubation en batch, on constate que la fraction supérieure à 10 000 daltons qui élimine le plus de demande en chlore a un CODB négligeable. On peut donc en conclure que les molécules de cette fraction ne sont pas éliminées par biodégradation, mais elles sont transformées en molécules moins réactives, ou pas réactives, avec le chlore. Parmi les molécules plus petites, seules les molécules de taille comprise entre 500 et 1 000 daltons éliminent une quantité notable de demande en chlore comparativement au CODB qu'elles représentent.

En conséquence, si l'on s'intéresse aux molécules que l'on pourrait souhaiter éliminer (ou transformer) par biodégradation pour obtenir un abattement de la demande en chlore, ce sont bien sûr les petites molécules (et en particulier les molécules comprises entre 500 et 1 000 daltons), mais aussi les très grosses molécules (> 10 000 daltons).

4 CONCLUSION

Le suivi des performances des filtres au charbon actif biologique réalisé à l'usine Ste Rose a permis de préciser l'impact de ce traitement sur les différents paramètres de contrôle de l'évolution de la matière organique.

Le COD de l'eau de l'usine présente un caractère de variabilité notable au cours de l'année (5 à 10 mg l^{-1}), qui, lié à des fluctuations importantes de la température de l'eau (0,5°C à 28°C) induit des variations significatives dans l'élimination de la matière organique par voie biologique. La réduction de la teneur en COD atteint dans les meilleurs conditions 25 à 30 % du COD présent à la sortie des cuves d'ozonation et elle

peut être associée à la dégradation de la matière organique par voie biologique telle que mesurée en batch avec des bactéries indigènes libres. Ceci s'accompagne d'un abattement important de la demande en chlore (25 à 60 % de la demande en 4 heures).

En ce qui concerne la corrélation entre l'enlèvement de la demande en chlore et le CODB résiduel, de bonnes corrélation sont observées pour une eau donnée, mais les variations saisonnières de la température et/ou de la nature de l'eau, modifient de manière importante les coefficients de corrélation, ce qui exclut la possibilité de remplacer la mesure (très longue) du CODB par la mesure unique de la demande en chlore.

L'utilisation des procédés de fractionnement par ultrafiltration, couplés à une incubation en batch par la méthode de SERVAIS (1987), et appliqués en cours de filtration biologique ont permis de montrer que la nature de la matière organique, existant dans l'eau à traiter, présente des différences saisonnières importantes caractérisées par une augmentation des fractions de hautes masses molaires en période estivale.

Ces mêmes techniques appliquées à une eau de printemps (18/03/91 - 5°C) montrent que :

- la répartition moléculaire de la matière organique, évaluée par la détermination du carbone organique dissous, n'est pas sensiblement modifiée lors de la filtration biologique ;

- la fraction de masses molaires apparentes inférieures à 1 000 daltons représente plus de 50 % du CODB et de la demande en chlore à court terme (4h), mais seules les molécules de tailles comprises entre 500 et 1 000 daltons se biodégradent significativement ;

- les molécules supérieures à 10 000 daltons ne semblent pas être bioéliminées, mais elles subissent vraisemblablement des modifications de structure car leur réactivité au chlore se trouve diminuée après incubation ;

- la matière organique de taille intermédiaire (masses molaires apparentes comprises entre 1 000 et 10 000 daltons) présente une bonne aptitude à la biodégradation mais cette bioélimination ne s'accompagne pas d'un abattement sensible de la demande en chlore.

En conséquence, s'il parait intéressant pour réduire la demande en chlore d'éliminer les molécules organiques de petites tailles (< 1 000 daltons), les plus petites d'entres elles (< 500 daltons) semblent peu biodégradables, ce qui justifierait peut-être, par une meilleure connaissance de leur nature, d'essayer de les éliminer en amont de la filtration biologique.

5 REMERCIEMENTS

Les auteurs tiennent à remercier les organismes ayant permis la réalisation de cette étude et en particulier, le Service d'Environnement de la Ville de Laval (Québec), le Département Génie Civil de l'Ecole Polytechnique de Montréal ainsi que le Cabinet de Consultants GENDRON-LEFEBVRE (Laval-Québec).

BIBLIOGRAPHIE

AFNOR - Norme NFT 90-015 - août 1975. Dosage de l'azote ammoniacal : méthode spectrophotométrique au bleu d'indophénol.

AFNOR - Norme NFT 90-038 - octobre 1987. Dosage du chlore libre et du chlore total - Méthode colorimétrique à la N,N-diéthylphénylène-1,4 diamine.

ANDERSON W.B., HUCK P.M. and FEDORAK P.M. (1990). Reduction of adsorbable organic halide and trihalomethane formation potential and chlorine demand during biological drinking water treatment. *AWWA Annual Conference Cincinnati (OHIO)* - june 17-21.

BABLON G., VENTRESQUE C. et DAMEZ F. (1986). Utilisation combinée de l'ozone et du charbon actif biologique dans une grande unité de traitement. *Water Supply*, 4, 35-45.

BOUILLOT P., BILLEN G., SERVAIS P. and TRANCART J.L. (1990). Biological contactors in the treatment of surface water to produce drinking water. Design and operating data. Proceedings AWWA Annual Conf. DENVER (USA) June 1990.

BRUCHET A., ROUSSEAU C. and MALLEVIALLE J. (1990). Pyrolysis - GC-MS for investigating high molecular weight THM precursors and other refractory organics. *JAWWA*, 82 (9), 66-74.

COLLINS M.R., AMY G.R. and KING P.H. (1985). Removal of organic matter in water treatment. *J. Environ. Engineering*, 111 (6), 850-864.

DORE M. (1989). Chimie des oxydants et traitements des eaux. Technique et Documentation - Lavoisier.

EL-REHAILI A.M. and WEBER W.J. (1987). Correlation of humic substance trihalomethane formation potential and adsorption behavior to molecular weight distribution in raw and chemically treated waters. *Water Research*, 21 (5), 573-582.

HUCK P.M. (1990). Measurement of biodegradable organic matter and bacterial growth potential in drinking water. *JAWWA*, 82 (7), 78-86.

HUCK P.M., FEDORAK P.M. and ANDERSON W.B. (1990). Biodegradation of aquatic matter with reference to drinking water treatment. 5th International Humic Substances Society Meeting, NAGOYA (Japan), August 6-10.

LEGUBE B., XIONG F., CROUE J.P. et DORE M. (1990). Etude sur les acides fulviques extraits d'eaux superficielles françaises : Extraction, caractérisation et réactivité avec le chlore. *Revue des Sciences de l'Eau*, 3, 399-424.

LOGAN B.E., HERMANOWICZ S.W. and PARKER D.S. (1987). A fundamental model for trickling filter process design. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 59 (12), 1017-1028.

LOGAN B.E. and JIANG Q. (1990). Molecular size distributions of dissolved organic matter. *J. Environ. Engineering*, 116 (6), 1046-1062.

Ozone in water treatment. Application and Engineering (1990) Edited by B. LANGLAIS, D.A. RECKHOW and D.R. BRINK ; LEWIS Publishers.

PREVOST M. These de Doctorat - Ecole Polytechnique Montréal (Québec - Canada) 30 juillet 1991.

PREVOST M., DUCHESNE D., COALLIER J., DESJARDINS R. and LAFRANCE P. (1989). Full-scale evaluation of biological activated carbon filtration for the treatment of drinking water. WQTC, AWWA Annual conference, Philadelphia (USA), nov. 11-16th.

PREVOST M., DESJARDINS R., ARCOUETTE N., DUCHESNE D. et COALLIER J. (1990). Etude de la performance des filtres à charbon actif biologique en eaux froides. *Sciences et Techniques de l'Eau*, 23, 25-30.

PREVOST M., DESJARDINS R., GADBOIS A., DUCHESNE D., BARIBEAU H. et COALLIER J.. Optimisation de l'enlèvement de la demande en chlore à court terme dans les filtres à charbon actif biologique. *Water Research* (soumis mai 1991).

SERVAIS P., BILLEN G. and HASCOET M.C. (1987). Determination of the biodegradable fraction of dissolved organic matter in waters. *Water Research*, 21 (4), 445-460.

SERVAIS P., ANZIL A. and VENTRESQUE C. (1989). Simple method for determination of biodegradable dissolved organic carbon in water. *Appl. Envir. Microbiol.*, 55 (10), 2732-2734.

SHUKAIRY H.M. and SUMMERS R.S. (1990). The impact of preozonation and biodegradation on the formation of halogenated organic compounds after chlorination and chloramination.*AWWA Annual Conference Cincinnati (OHIO)* - june 17-21.

VAN DER KOOIJ D., VISSER A. and HIJNEN W.A.M. (1982). Determining the concentration of easily assimilable organic carbon in drinking water. *JAWWA*, 74 (10), 540-545.

Tableau I : Evolution de la répartition du COD sur le filtre CAB

Table I : Variation of the DOC repartition in the BAC filter

			COD des fractions mg l^{-1}				
Date de prélèvement	θ_{eau} °C	Point de prélèvement	fraction < 500	fraction < 1 000	fraction < 10 000	fraction < 30 000	Total
7/12/90	1	Entrée	0,84	-	-	-	2,92
		Sortie	0,44	-	-	-	2,41
11/12/90	1	Entrée	-	1,12	2,70	-	2,92
		Sortie	-	0,94	2,16	-	2,50
18,12/90	1	Entrée	-	1,28	2,34	-	2,80
		h = 12,5 cm	-	0,99	2,52	-	2,72
		h = 82,5 cm	-	0,91	2,26	-	2,53
		h = 140 cm	-	1,05	2,35	-	2,47
		Sortie	-	1,20	2,20	-	2,45
30/01/91	1	Entrée	-	1,54	-	-	2,86
		h = 15 cm	-	1,27	-	-	2,88
		h = 85 cm	-	1,28	-	-	2,81
		h = 142,5 cm	-	1,39	-	-	2,78
		Sortie	-	1,00	-	-	2,53
18/03/91	5	Entrée	0,61	1,11	2,64	-	2,87
		Sortie	0,54	1,20	2,20	-	2,45
11/06/91	22	Entrée	0,52	1,03	2,21	3,23	3,44
		Sortie	0,40	0,70	1,67	2,39	2,75

Tableau II : Evolution de la réactivité au chlore des différentes fractions

Table II : Variation of the chlorine reactivity of the various fractions

Date de prélèvement	θ_{eau} °C	Point de prélèvement	Réactivité au chlore des fractions mg Cl_2/mg COD			
			Total	< 1 000 daltons	1 000 < < 10 000 daltons	> 10 000 daltons
11/12/90	1	Entrée	0,64	0,89	0,47	0,59
		Sortie	0,46	0,43	0,78	0,29
18/12/90	1	Entrée	0,88	0,73	0,31	2,56
		h = 12,5 cm	0,58	0,86	0,19	2,15
		h = 82,5 cm	0,51	0,63	0,25	1,44
		h = 140 cm	0,52	0,67	0,10	2,75
		Sortie	0,52	0,46	0,28	1,80
30/01/91	1	Entrée	0,65	0,69	-	-
		h = 15 cm	0,57	0,72	-	-
		h = 85 cm	0,58	0,69	-	-
		h = 142 cm	0,55	0,74	-	-
		Sortie	0,55	0,64	-	-

Tableau III : Eau ozonée : incubation des ultrafiltrats

Table III : Ozonated water : incubated UF fractions

	COD mg/l	CODB mg/l	Demande en chlore 4h mg/l	Demande en chlore 4h eau incubée mg/l
Eau ozonée	2,87	0,59	2,43	1,80
> 10 000 daltons	0,23	0,00	0,32	0,02
1 000 < < 10 000 daltons	1,53	0,23	0,88	0,86
500 < < 1 000 daltons	0,50	0,23	0,45	0,20
< 500 daltons	0,61	0,13	0,78	0,72

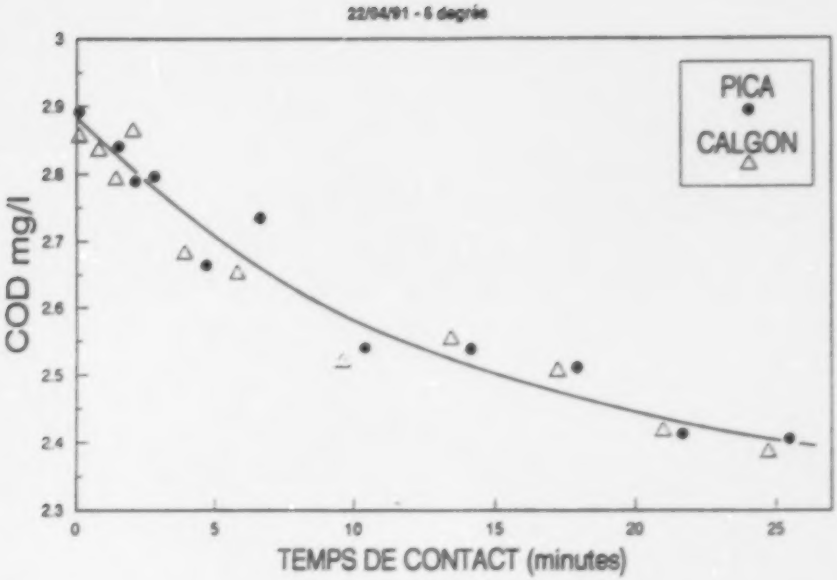


Figure 1 Enlèvement du COD dans les filtres CAB
DOC removal in BAC filters

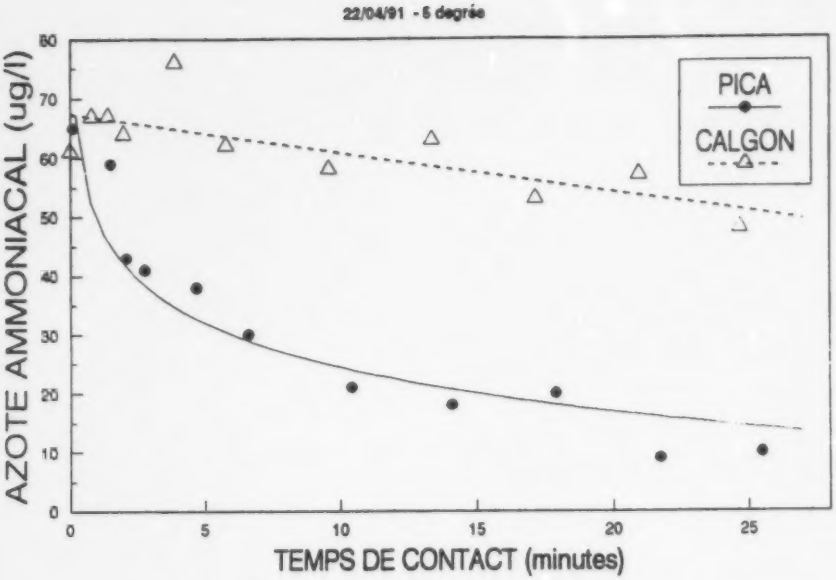


Figure 2 Enlèvement de l'azote ammoniacal dans les filtres CAB
NH_4^+ removal in BAC filters

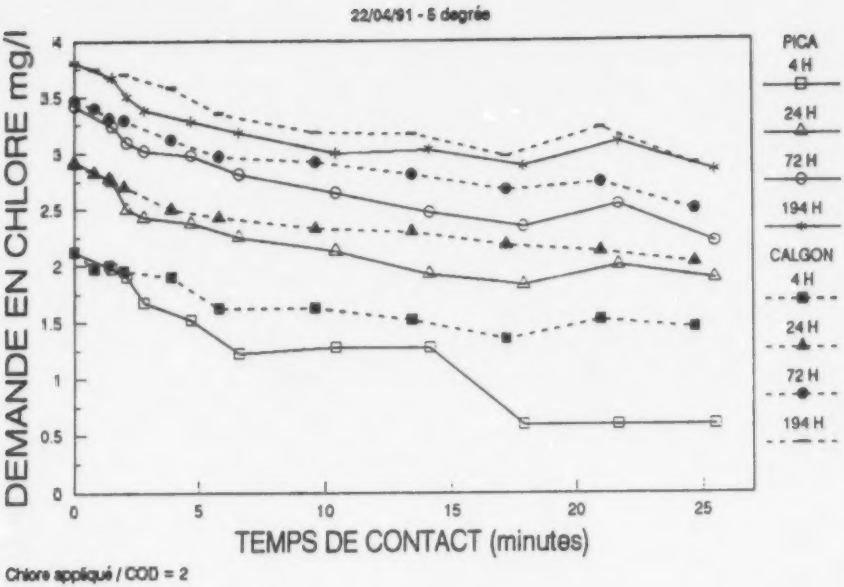


Figure 3 Abattement de la demande en chlore à court ou long terme
Short and long term chlorine demand removal

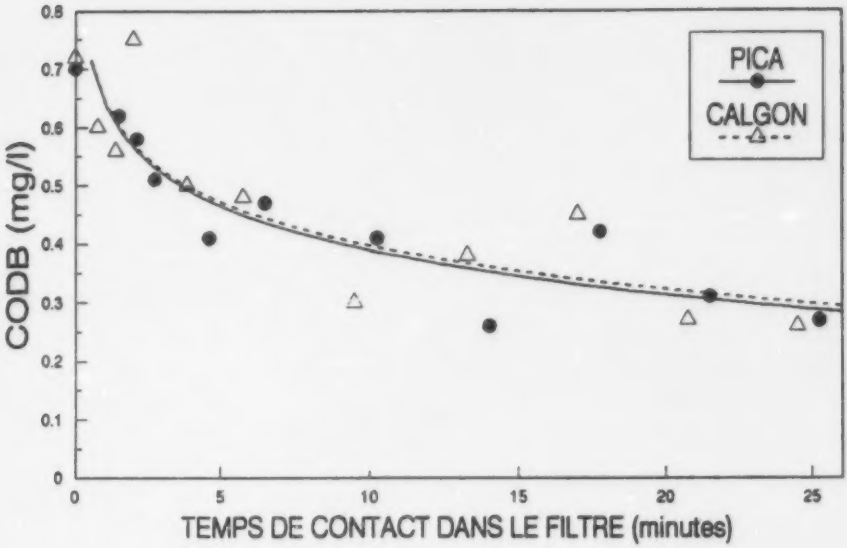


Figure 4 Evolution du CODB dans les filtres CAB
BDOC evolution on BAC filters

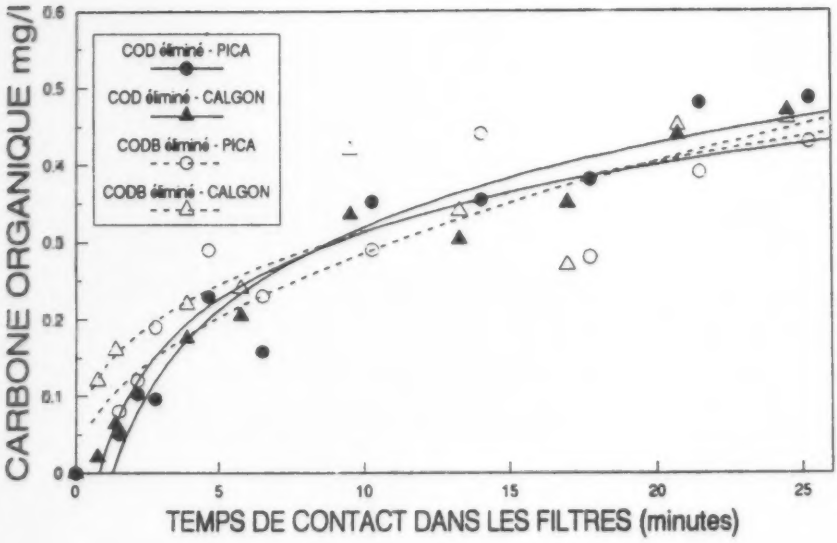


Figure 5 Elimination du COD et du BDOC
DOC and BDOC elimination

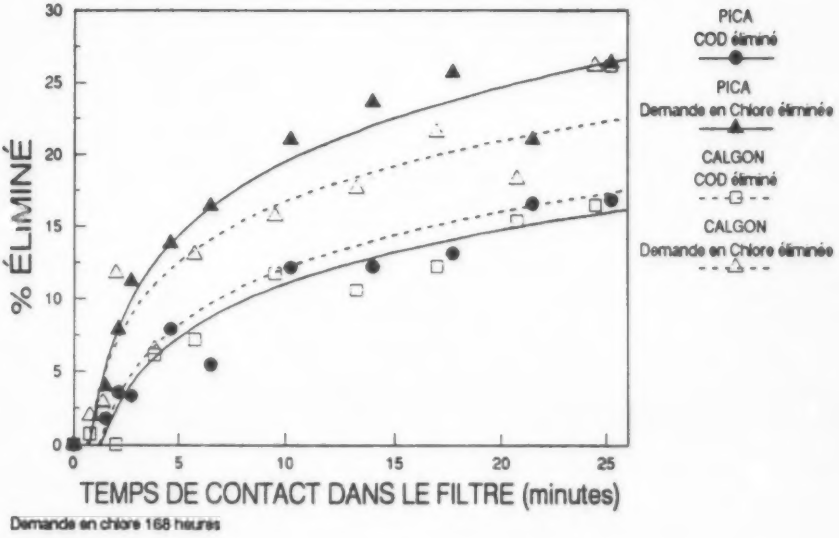


Figure 6 Rendement d'élimination du COD et de la demande en chlore

Removal yield for DOC and chlorine demand

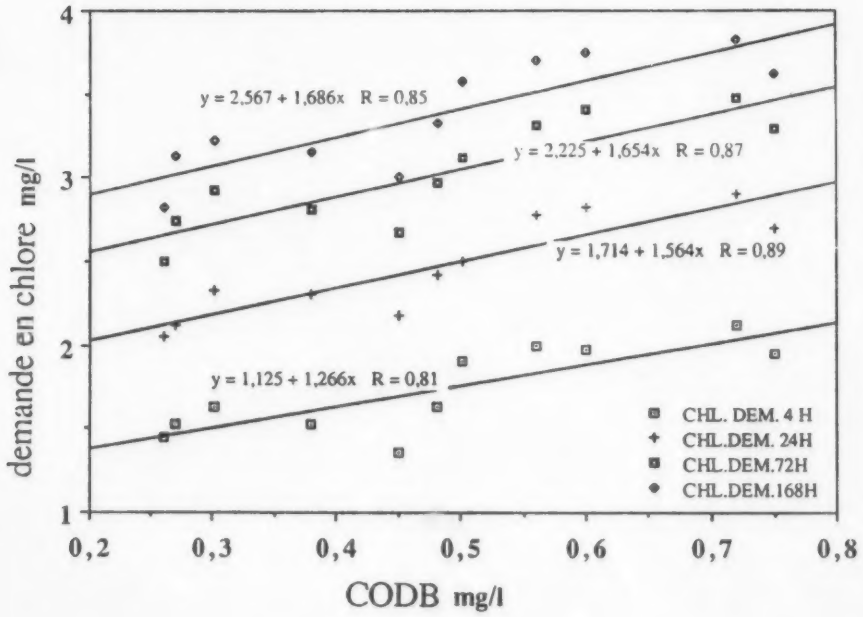


Figure 7 Corrélation CODB/demande en chlore
BDOC/chorine demand correlation

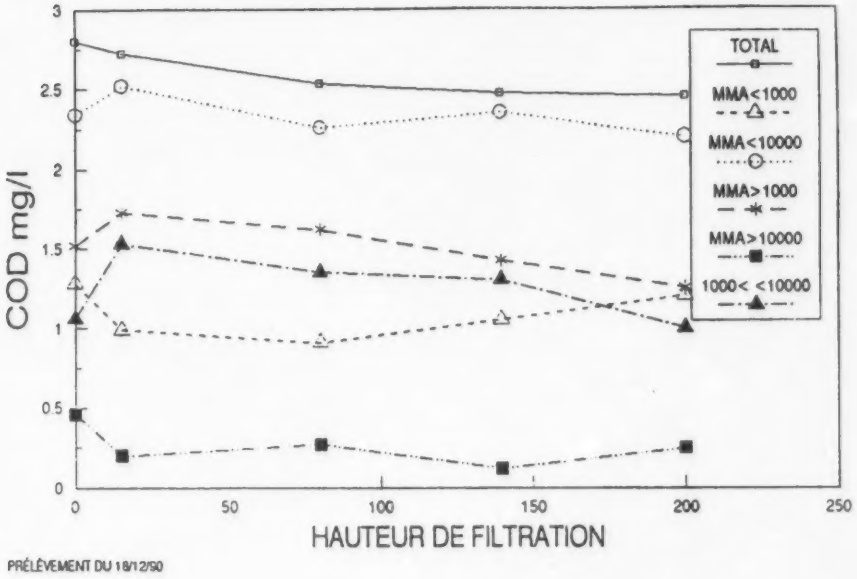


Figure 8 Evolution du COD des différentes fractions
DOC evolution of the various UF fractions

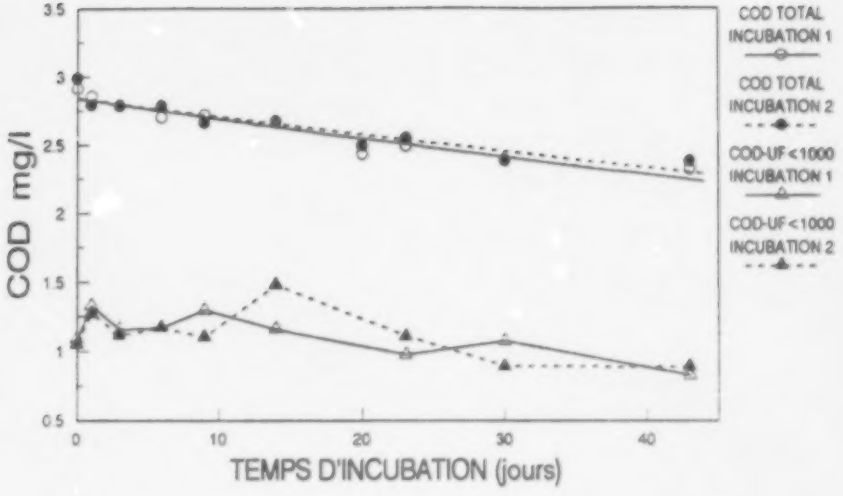


Figure 9 Eau ozonée : évolution en cours d'incubation du COD des différentes fractions

Ozonated water : variation during a batch incubation of the DOC of various UF fractions

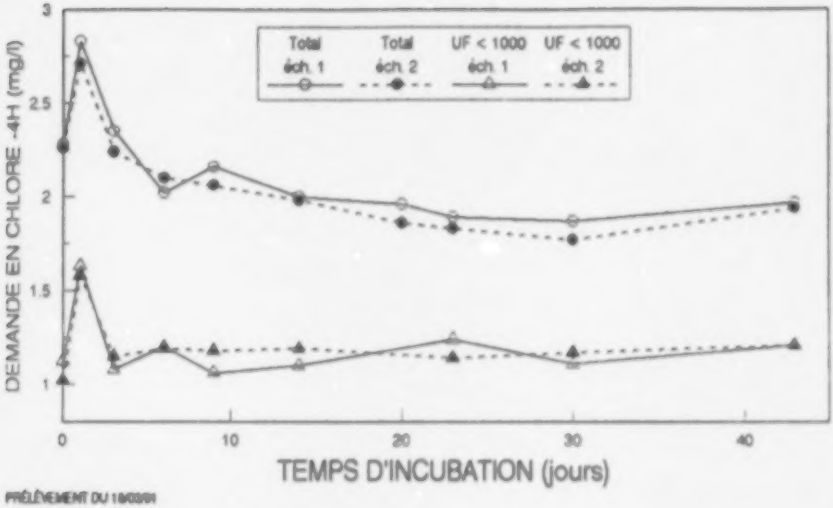


Figure 10 Eau ozonée incubée: évolution de la demande en chlore des différentes fractions

Incubated ozonated water : short term chlorine demand of various UF fractions

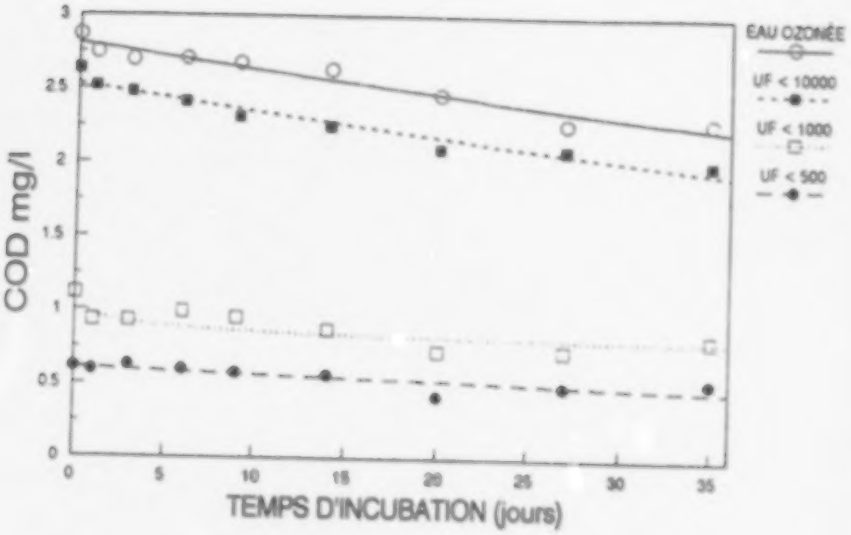


Figure 11 Biodégradation des fractions ultrafiltrées de l'eau ozonée
Biodegradation of UF fractions of the ozonated water

DISTRIBUER UNE EAU NON CHLOREE : LE CHALLENGE DE LA QUALITE

LEVI Y.
Compagnie Générale des Eaux, 52 rue d'Anjou, 75008 PARIS, France

RESUME

La chloration représente une étape importante dans l'histoire des progrès sanitaires et de la potabilisation des eaux. Le chlore, tout comme ses dérivés, constitue encore maintenant le moyen le plus efficace et le plus simple à utiliser dans de nombreuses situations. Malheureusement nul ne peut plus ignorer les inconvénients qui lui sont inhérents. Les normes le concernant sont très diverses et les mises en oeuvre fréquemment mal adaptées. La chloration n'élimine pas totalement les biofilms, ne protège pas forcément contre les introductions accidentelles et le maintien du résiduel est très délicat dans les grands réseaux.

Aussi avons-nous étudié l'excellente qualité d'un réseau sans chlore. La réduction de la matière organique dissoute et particulièrement du CODB s'accompagnent inévitablement d'une baisse de la demande en chlore.

Le prochain challenge incontestable consiste à offrir aux exploitants les moyens de production, de distribution et de contrôle d'une eau de qualité telle que le chlore devient inutile. Ces moyens existent et doivent être intensifiés en les accompagnant d'un inévitable changement de pratiques de traitement.

SUMMARY

Chlorination has been represented an important step in the history of sanitary progress and potable water distribution. Chlorine and its derivatives are constituted still now the most efficient and easiest products to use in many cases. Unfortunately nobody can ignore its drawbacks and by-products. Standards are various and the implementation often maladjusted.

Chlorination cannot eliminate totally the biofilms, nor protect against accidental contaminations ; furthermore it is very difficult to maintain a residual during nor transit in large networks. We studied the very good quality of a network without chlorine residual but with a very low level of dissolved organic matter. The removal of organic matter and particularly Biodegradable Dissolved Organic Carbon is associated with a decrease in the chlorine demand. The next undeniable challenge is to offer operators the possibility to produce, distribute and control a water which the quality renders useless the chlorination. Means exist and must be largerly used, which implies some change in traditional water practices.

INTRODUCTION

L'histoire de la recherche consacrée à l'amélioration de la qualité des eaux potables montre une succession d'étapes importantes qui s'enchaînent régulièrement dans un challenge qui consiste à tenter d'imiter au mieux l'exemple d'une épuration naturelle mais accélérée au rythme des usines de production. Nous avons pu ainsi voir apparaître les moyens nécessaires à la clarification, la désinfection des eaux, l'élimination des micropolluants, les filières biologiques et l'assurance d'une distribution ininterrompue d'eau sanitairement irréprochable.

Dans certains pays la qualité générale de l'eau permet, de plus, d'offrir des garanties de confort comme par exemple sur certains paramètres organoleptiques. Nous observons donc une poursuite continuelle entre, d'une part la pollution croissante de l'environnement, l'augmentation de la demande en eau, le respect d'un prix de production acceptable, et d'autre part les progrès technologiques, le perfectionnement des méthodes analytiques, la normalisation grandissante.

La situation est donc bien évidemment inégale entre les différents pays, mais aussi selon les différentes qualités d'eau brutes destinées à la production d'eau potable au sein d'un même pays.

La chloration des eaux constitue réellement un de ces progrès considérable qui à conduit à franchir un pas permettant de passer de l'époque des risques d'épidémies hydriques à celui de l'assurance sanitaire. Le chlore et tous ses dérivés permettent à moindre coût et avec facilité de mise en oeuvre, d'obtenir une eau débarrassée de ses agents pathogènes.

C'est pourquoi de sa découverte à nos jours, le chlore est internationalement employé et nombreux sont les services d'eau de régions déshéritées ou les situations de crises dans lesquelles sa présence serait vivement souhaitée.

Néanmoins tout n'est pas parfait dans le "monde de la chloration" et nous disposons là d'un exemple type permettant d'illustrer la démarche qui conduit vers le progrès avec les remises en cause inéluctables qui l'accompagne. Les assurances solides et les traditions sont maintenant remises en cause par des travaux scientifiques et le challenge que nous cherchons à démontrer se trouve dans cette quête du naturel qui devrait nous permettre de produire une eau parfaite.

La mise en oeuvre du chlore n'est pas si simple :

Les hygiénistes s'accordent à penser que la désinfection par le chlore ou ses dérivés est indispensable et le législateur fixe des règles d'application. Si nous examinons les textes officiels ou les publications scientifiques, nous constatons qu'une nette variabilité existe dans ces mises en oeuvre :

- Au niveau du traitement de désinfection lui-même, la bonne pratique de chloration varie fortement selon de nombreux paramètres tels que la température, la turbidité, la teneur en matières organiques, le temps de contact, l'agent chlorant et le type d'agent pathogène à éliminer (LIPPY 1986). Dans ce cas les ouvrages construits pour respecter des concentrations variables à temps de contact souvent constant mais imprécis, ne peuvent assurer une désinfection totalement garantie. Il importe alors de mettre en place une stratégie de désinfection basée sur une surveillance continuelle des résiduels de chlore et souvent des surdosages de sécurité accompagnés de sérieux traçages des cuves de contact pour mieux en connaître les temps de rétentions hydrauliques.

- Au niveau du réseau, les notions générales d'hygiène évoquent, avec assurance, le maintien d'un résiduel de désinfectant permettant de se prémunir contre tout risque sanitaire. A titre d'exemple, les USA imposent un résiduel minimal de 0,2 mg/l en réseau alors que la France n'impose qu'un résiduel inférieur à 0,1 mg/l et en aucune manière l'adjonction obligatoire de désinfectant résiduel, sauf en cas de crise. Laquelle de ces règles peut-elle être considérée comme la plus fiable ?

La simplicité et la fiabilité initiale du principe de chloration deviennent moins évidentes dès lors que l'on doit prendre en compte la complexité de cette utilisation et les effets relatifs des différents produits disponibles.

C'est pourquoi depuis toujours les ingénieurs ont su prendre des marges de manoeuvre et adapter les filières de traitement pour faciliter et sécuriser l'emploi du chlore. C'est ce qui à été réalisé par l'amélioration des étapes de clarification et la multiplication des postes de désinfection dans les usines mais aussi en réseau. Les filières sont donc devenues fiables et les réseaux sécurisés par une bonne répartition du chlore résiduel. Toutefois on peut observer par endroits des cas d'arrêts accidentels de désinfection entraînant la nécessité de prévenir les abonnés de ne consommer que de l'eau bouillie, ou des réseaux infestés, malgré la chloration, par des biotopes conduisant à la présence de crustacés, de larves d'insectes ou de vers.

Les inconvénients de la chloration existent :

Face aux nombreux avantages de la désinfection chlorée apparaissent maintenant une liste d'inconvénients principalement liés à l'interaction du chlore sur la matière organique dissoute. Les précurseurs de sous-produits sont présents dans les eaux brutes et conduisent à la formation de trihalométhanes, d'acides chloro-acétiques, de chloropicrine mais aussi de nombreuses molécules halogénées que l'on ne mesure que par la méthode des halogènes organiques totaux (XOT) mais dont on ignore encore la nature chimique exacte.

Ces effets peuvent être directement perceptibles comme les saveurs, très mal ressenties par les abonnés, qui assimilent le chlore à un danger (AUPIC et COLLIN 1985, JESTIN et coll. 1987). Par ailleurs d'autres effets ont été mis en évidence par des études épidémiologiques ou des test de mutagénèse. Il apparait ainsi que le chlore, la monochloramine (figure 1) ou leurs sous-produits, comme les trihalométhanes, induisent directement des effets clastogènes sur l'animal vivant dans l'eau (JAYLET et coll. 1990). Plusieurs études épidémiologiques mettent directement en cause, malgré les precautions d'usage autour de ce type de résultat, une relation significative entre l'eau chlorée et le cancer de la vessie (ZIERLER et coll. 1990, CANTOR et coll. 1990).

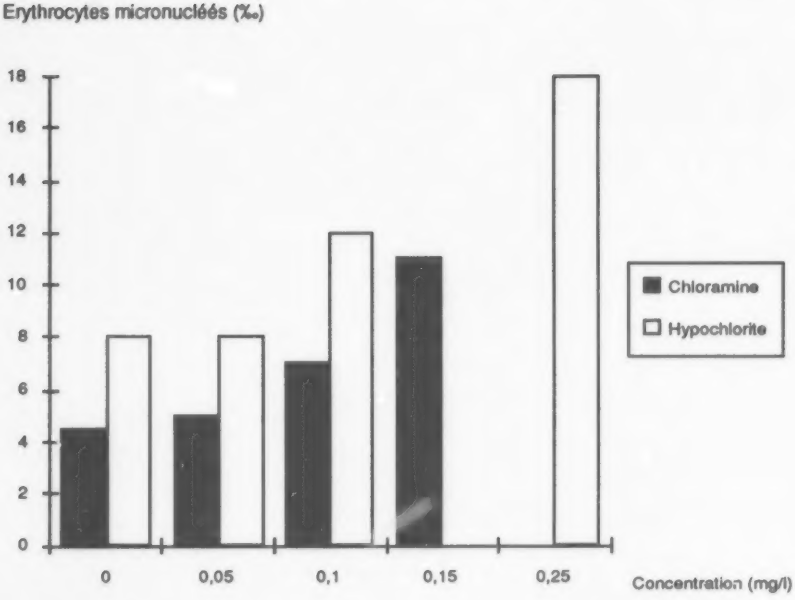


Figure 1 - Action mutagène du chlore et de la monochloramine :
relation dose effets sur le test micronoyaux tritons (d'après JAYLET et coll. 1990)

Il est donc devenu évident que la chloration est entrée dans une phase de redéfinition et de partielle mise en cause par les scientifiques, qui sans en oublier les effets bénéfiques, précisent tout de même les nombreuses précautions qu'il importe de prendre pour assurer au mieux une distribution d'eau potable. Le chlore n'est plus un réactif banal à utiliser sans précautions.

La normalisation impose maintenant des restrictions sur les quantités de sous-produits formés tout en étant, sans cesse, stimulée par les nouvelles découvertes des laboratoires de recherches analytiques qui isolent de nouvelles molécules.

Pourquoi maintenir la chloration ?

L'ozonation des eaux existe depuis un siècle et remplace parfaitement la chloration dès lors qu'il n'est pas nécessaire de maintenir un résiduel de désinfectant. De même les lampes à rayonnement ultra-violet ou les membranes peuvent jouer ce rôle.

Chacun de ces procédés présente des avantages et des inconvénients notamment les coûts d'investissement ou les contingences de qualité d'eau à traiter et il serait trop fastidieux de réaliser une comparaison technico-économique dans ce propos.

Les évidences sont les suivantes :

- Certaines grandes agglomérations n'ont jamais utilisé de chloration (RANDON et coll. 1991) ou ont fait la démarche de la supprimer (SCHELLART 1986).

- L'amélioration des filières de traitement permet de réaliser une biodégradation bactérienne de l'ammoniaque et de la matière organique dissoute permettant ainsi de réduire considérablement les doses de chlore ajoutées.

- L'eau produite par une filière de traitement biologique de qualité avec désinfection à l'ozone ou une eau souterraine protégée présentent toutes les qualités bactériologiques permettant de distribuer l'eau sans résiduel de désinfectant.

De nombreux services de production et de distribution d'eau qui disposent d'une eau traitée à très faible teneur en matières organiques pourraient franchir le pas qui leur permettrait de se débarrasser des inconvénients du chlore mais hésitent face à une incertitude ou ne peuvent le faire à cause de leur législation. Il ne reste alors que le maintien de la qualité et de la sécurité de l'eau en réseau de distribution pour justifier la post-chloration.

Pouvons-nous supprimer le chlore en réseau ?

En réalité la réponse est déjà connue et bien évidemment affirmative puisque ce type de réseau existe déjà dans de grandes communautés urbaines comme entre autre Amsterdam (NL) ou Nice (F).

Détaillons tout de même les éléments importants : La post-chloration est utilisée pour (1) maintenir un résiduel de protection dans le réseau, (2) éliminer les biofilms bactériens et par la même éviter les recroissances bactériennes et (3) se protéger contre les éventuelles introductions accidentelles. Qu'en est-il de ces trois points ?

1- Le chlore disparaît en réseau : les concentrations bactéricides pratiquées en post-chloration sont éminemment variables selon les normes, les types de traitements, les types d'eaux, les tailles de réseaux ou les pays.

La demande en chlore de l'eau (VENTRESQUE et coll. 1990) ainsi que celle des biofilms bactériens des parois des canalisations (PREVOST et coll. 1990) réduisent inéluctablement la concentration en bactéricides pendant son transport. Les réseaux ne peuvent donc pas être "protégés" dans leur ensemble et le risque s'accroît dans les zones à faible débit et les petits diamètres. La chloration finale à l'usine doit donc être, soit intense pour s'assurer d'une bonne dispersion géographique, soit secondée par des postes intermédiaires disposés à des endroits clefs du réseau. Il y a donc apparition de sous-produits. Nos expériences montrent par ailleurs que l'eau de qualité présente une très faible demande en chlore et ne génère pratiquement pas de sous produits. Notre action doit donc se situer au niveau de la filière (figure 2).

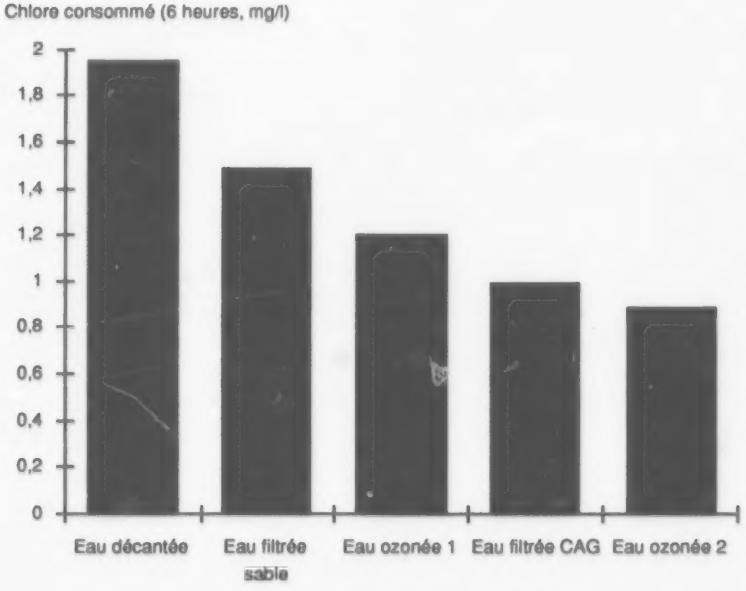


Figure 2 - Réduction de la demande en chlore de l'eau (en 6 heures) au cours des étapes de la filière biologique de Méry-sur-Oise

2- Le chlore n'agit que très faiblement sur les bactéries fixées : les biofilms bactériens sont à l'origine des phénomènes de recroissance en réseau. En effet le temps de doublement des bactéries ne permet pas de justifier des quantités de cellules retrouvées dans l'eau. Nos expériences en réseau réel avec le Groupe de Microbiologie de L'Université Libre de Bruxelles (BOUILLOT et coll., 1991) ou en réseau pilote avec le Groupe Biofilm de Nancy (MATHIEU et coll., 1991) montrent que la chaîne alimentaire ayant pour origine le Carbone Organique Dissous Biodégradable (CODB) se poursuit par des croissances bactériennes sur les parois des canalisations. Ces cellules utilisent le CODB pour générer une biomasse qui est relarguée dans l'eau circulante et qui justifie alors ces numérations bactériologiques.
Nous sommes donc face à une ambiguïté qui consiste à observer qu'à proximité de la sortie de la filière les teneurs en CODB sont élevées mais les numérations bactériennes encore faibles, alors qu'en extrémité de réseaux le CODB est déjà consommé mais on y trouve les cellules relarguées en amont.
La figure 3 montre que le pourcentage de bactéries cultivables est plus élevé dans la zone de forte consommation du Carbone Organique Total.

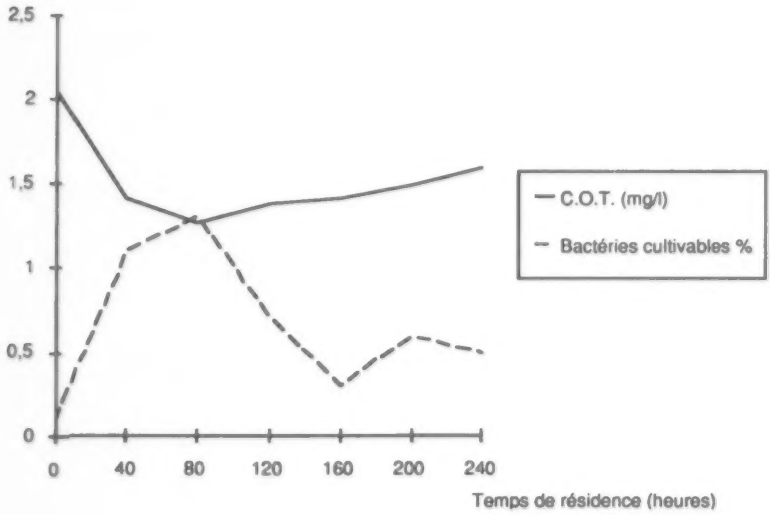


Figure 3 - Evolution du Carbone Organique Total
et du pourcentage de bactéries cultivables (sur le nombre de bactéries totales fixées)
en fonction du temps de contact dans un réseau pilote

La lutte contre ces biofilms pourrait donc se faire par le chlore. Malheureusement nos travaux associés (LEVI 1991, PAQUIN et coll. 1991) ainsi que ceux d'autres équipes (LE CHEVALLIER et coll. 1990) montrent que si le chlore est actif contre les bactéries libres, il perd partiellement ou totalement son activité contre les bactéries fixées (figure 4). C'est pourquoi le chlore circulant aide à obtenir de bons niveaux de qualité lorsque l'on réalise des prélèvements de contrôle de l'eau, mais à la moindre baisse de teneur (chaleur, stagnation, matière organique) ou au moindre arrêt la contamination apparait extrêmement rapidement.

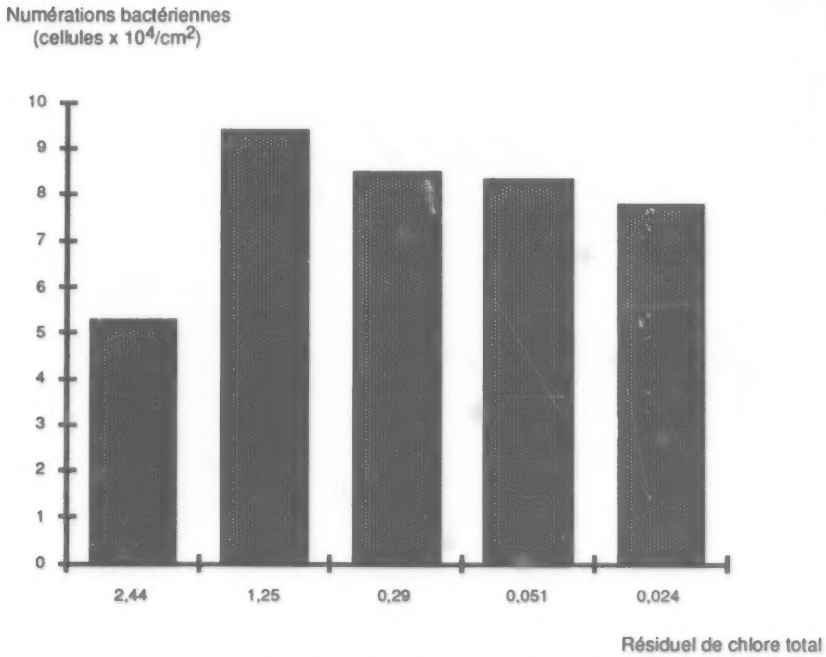


Figure 4 - Numération, en fonction du résiduel de chlore, des bactéries fixées sur les parois de canalisations de réseau pilote

Encore une fois, il serait possible d'intensifier les doses pour permettre une lutte contre les biofilms mais c'est encore une escalade vers les inconvénients du chlore. La vraie lutte efficace réside dans un travail de fond pour réduire la matière organique en usine et surtout le CODB en dessous de la valeur seuil d'environ 0,2 mg/l.

3- Une contamination accidentelle ne peut être totalement inhibée par un résiduel de chlore. Dans ces cas extrêmes, la contamination bactérienne est généralement accompagnée d'une contamination organique liée à la nature de l'effluent contaminant : eaux usées, lessivage de sol, etc... Dans ces cas le résiduel est immédiatement neutralisé par la demande en chlore qui accompagne cet épisode dangereux. La sécurité ne peut être garantie surtout lorsque les doses rencontrées se situent autour de 0,1 à 0,3 mg/l.

CONCLUSION

Lorsque l'on conduit des expérimentations extensives et que les évidences scientifiques se confirment par les travaux de nombreuses équipes, la seule question à se poser concerne les moyens à mettre en oeuvre pour aller de l'avant (JOHNSON et JOLLEY, 1990).
La suppression de la chloration est un exemple quasi unique dans la technologie du traitement de l'eau.

Le challenge est maintenant défini : arriver à produire en continu, avec des sources d'eau brute de contamination variable, une eau potable répondant aux normes en vigueur mais aussi débarrassée de la majorité de son CODB et de ses matières organiques dissoutes (MO).
L'utopie n'existe pas puisque nous serons ainsi capable d'offrir à tous les exploitants la qualité reconnue des réseaux déjà sans chlore qui disposent d'une eau naturellement excellente ou qui ont mis en place les moyens pour y arriver.
L'eau sans chlore c'est d'une part, l'eau de qualité, mais aussi tout ce qui entraîne le maintien et la surveillance de cette qualité.

Au niveau du traitement, les filières biologiques atteignent déjà un niveau de qualité très proche de cet objectif grâce à la biodégradation sur les filtres à sable ou à charbon actif et l'assistance des étapes d'ozonation (BOUILLOT et coll. 1991). Des progrès peuvent encore être accomplis dans les étapes d'oxydation notamment grâce à la catalyse (PAILLARD et coll. 1991) permettant de minéraliser les MO. Les contacteurs biologiques peuvent être activés pour stimuler la biomasse fixée afin d'éliminer le CODB avant l'entrée dans le réseau.
Par ailleurs la perspective technique qu'offrent certaines membranes que nous employons permet d'observer des réductions de l'ordre de 80% des MO et 100% du CODB. L'eau ainsi produite est stérile et non biodégradable : le réseau ne peut qu'être de qualité.

Au niveau du réseau, ce sont les bonnes pratiques de conduite de travaux, la pose de disconnecteurs, le diagnostic des zones encrassées, les stratégies de prélèvement, le contrôle automatique en ligne, l'amélioration des matériaux et la modélisation qui constituent autant de progrès à intensifier.
Excepté dans des zones ou des cas particulièrement délicats tels que les réseaux fortement dégradés, les alimentations en zones tropicales ou autres, aucune étude ne permet de conclure à un parallèle entre le progrès et la surchloration.

Chaque service chargé de l'alimentation en eau peut et doit maintenant examiner ses ouvrages et se poser les questions permettant de connaître les sites d'actions et les étapes de modernisation. Nul ne peut plus se contenter de masquer, grâce au chlore, une qualité d'eau qui, bien que conforme aux normes, contient les éléments favorisant la croissance bactérienne.

BIBLIOGRAPHIE

AUPIC M.C. et COLLIN J.F.(1985) Traitement de l'eau et comportement des consommateurs. rap. Fondation pour la qualité des eaux potables. Université de Nancy 1, 32 p.

BOUILLOT P., SERVAIS P., BILLEN G. et LEVI Y. (1991) Elimination du Carbone Organique Dissous Biodégradable durant la filtration biologique sur charbon actif en grains. Rev. Sci. Eau. Soumis à publication.

CANTOR K.P., HOOVER R., HARTGE P., MASON T.J. et SILVERMAN D.(1990) Bladder cancer, tap water consumption, and drinking water source. In Water Chlorination,Vol 6. R.L. JOLLEY et coll. Ed. Lewis Publishers, Chap. 33, pp 411-419

JAYLET A., GAUTHIER L. et LEVI Y. (1990) Detection of genotoxicity in chlorinated or ozonated drinking water using an amphibian micronucleus test. In Genetic Toxicology of complex mixtures. Waters M.D. et coll. Ed., Plenum Press New York, pp 233-247

JESTIN J.M., LEVI Y. et HOTELIER J. (1987) Les odeurs générées par la chloration. Identification du problème, conséquences pour le traitement. Trib. Cebedeau, 522, 40, pp 17-26

JOHNSON J.D. et JOLLEY R.L. (1990) Water chlorination :The challenge. In Water Chlorination, Vol 6, R.L. JOLLEY et coll. Ed. Lewis Publishers, Chap. 2, pp 21-27

LE CHEVALLIER M.W., OLSON B. et McFETERS G.A. (1990) Assessing and controlling bacterial regrowth in distribution systems. A.W.W.A.R.F. Ed.

LEVI Y. (1991) Etude des biofilms bactériens sur les canalisations d'eau potable. C.R. Conf. AIDE, Copenhague, pp SS12-5/SS12-10

LIPPY E.C. (1986) Chlorination to prevent and control waterborne diseases. J.A.W W.A., 1, pp 49-52

MATHIEU L., PAQUIN J.L., BLOCK J.C., HARTEMANN P. et COLIN F. Paramètres conf[illegible] prolifération des bactéries dans les réseaux de distribution : approche expérimentale. Rev. Sci. Eau. Soumis à publication.

PAILLARD H., DORE M. et BOURBIGOT M.M. (1991) Prospects concerning applications of catalytic oxydation in drinking water treatment. C.R. 10th Ozone World Congress, Monaco, Vol 1, pp 313-329

PAQUIN J.L., HARTEMANN P., BLOCK J.C., HAUDIDIER K., COLIN F., MIAZGA J. et LEVI Y. (1991) Effets du chlore sur la colonisation bactérienne d'un réseau expérimental de distribution d'eau. Accepté pour publication Rev. Sci. Eau

PREVOST M., DESJARDINS R., DUCHESNE D. et POIRIER C. (1990) Chlorine demand removal by biological activated carbon filtration in cold water. C.R. A.W.W.A , W.Q.T.C. San Diego, pp 407-428

RANDON G., DENOJEAN C., PAGLIARDINI A., LEVI Y. et VAJENTE G. (1991) Etude d'un réseau à très faible teneur en matière organique biodégradable : le réseau de la ville de Nice. Soumis à Rev. Sci. Eau

SCHELLART J.A. (1986) Disinfection and bacterial regrowth : some experiences of the Amsterdam water works before and after stopping the safety chlorination. Wat. Supply, 4, Mulhouse, pp 217-225

VENTRESQUE C., BABLON G., LEGUBE B., JADAS-HECART A. e. DORE M. (1990) Development of chlorine demand kinetics in a drinking water treatment plant. In Water Chlorination, Vol 6, R.L. JOLLEY et coll. Ed. Lewis Publishers, Chap. 54, pp 715-728

ZIERLER S., FEINGOLD L., DANLEY R.A. et CRAUN G.F. (1990) A case-control study of bladder cancer in Massachusetts among populations receiving chlorinated and chloraminated drinking water. In Water Chlorination ,Vol 6, R.L. JOLLEY et coll. Ed. Lewis Publishers, Chap. 32, pp 399-410

Devenir de la matière organique biodégradable dans un réseau de distribution d'eau

(Transformation of Biodegradable Organic Matter in a Distribution System)

L. Mathieu, J.C. Block
M. Florentz et P. Trepagne
NAN.C.I.E.
Nancy, France

Texte non reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

DENITRIFICATION PROCESS WITH MEMBRANE BIOREACTOR FOR DRINKING WATER PRODUCTION

J. MANEM, J. MALLEVIALLE, J. CHANG, A. HUYARD

Centre International de Recherche Sur l'Eau et l'Environnement (CIRSEE)
Lyonnaise des Eaux-Dumez
38, rue du Président Wilson - 78230 Le Pecq (France)

INTRODUCTION

As a result of the excessive application of fertilizers in agriculture, numerous groundwater supplies in many countries have been contaminated by nitrates. Several treatment processes have been proposed to overcome this problem, some of them based upon physico-chemical process (anion exchange, reverse osmosis - Y. Richard et al, 1988; J.P. Van der Hock et al., 1987) others on biological processes (autotrophic and heterotrophic denitrification - Y. Richard et al., 1982).

Recently, a new biological denitrification process, the membrane bioreactor (MBR) process, has been developped and proposed for the treatment of nitrate contaminated drinking water supplies. This process presents numerous advantages over other existing biological denitrification processes since : 1) it optimizes biological reactions by completely separating hydraulic and biomass retention times and 2) it produces high quality ultrafiltrated water.

This study investigated the use of MBR process for nitrate removal from contaminated drinking water supplies using ethanol as the electron donor.

MATERIALS AND METHODS

The schematic diagram of the experimental MBR system is shown in Figure 1. It consists of a completely mixed bioreactor coupled to an ultrafiltration module. Drinking water supplemented with appropriate concentration of NO_3^-, ethanol and phosphorus is directly added into the bioreactor. The MBR system is fully automated.

The hydraulic and biomass retention times were set at respectively 30 minutes and 5 days while the volumetric loading rate was maintained at 3 kg NO_3 $m^{-3}.d^{-1}$ with an average influent nitrate concentration of 62 $mg.l^{-1}$. The C/N ratio was 0.92 and the temperature of the MBR was maintained at 20°C. The ultrafiltraton module, consisting of several hollow fiber membranes with a 1 m^2 total filtrating surface, was operated at a 0.9 bar transmembranar pressure. Membrane fouling was prevented by frequent backwashing. Nitrate and nitrite concentration were determined by a colorimetric method using ferrous sulfate at 500 nm for nitrate and sulfanilic acid at 507 nm for nitrites. Total organic carbon (TOC) was analysed with a total organic carbon analyser using precalibrated charts to evaluate total organic content of the samples.

RESULTS AND DISCUSSION

After a week starting period, the experimental MBR system successfully run for several months with more than 80 % nitrate removal. Figure 2 shows an exemple of an 20 days period with a C/N ratio of 0.92. It should pointed out that heterotrophic denitrification must be run under carbon limitation conditions to avoid ethanol breakthrough in the treated water. EtOH concentrations were calculated in order to keep NO_3^- concentrations around 20 $mg.l^{-1}$ well below Europeen Guide Level (25 $mg.l^{-1}$). During the same period, nitrite concentrations were keeped below 0.1 $mg.l^{-1}$, NO_3^- and NO_2^- effluent concentrations are reported in Figure 3. TOC levels reported in Figure 4 are slightly higher than those of raw water (1 - 1.2 mg TOC/l) but no ethanol detected.

Figure 5 shows the permeate flux produced during the same periode. The backwashing sequence used during this experiment allowed a fairly constant permeate flux of around 130 $l/h.m^2$ at a 0.9 bar transmembranar pressure. This result obtained with an average biomass concentration of 2 $g.l^{-1}$ demonstrated the economical feasability of this process. Indeed investment and operating cost for MBR process will be mainly dependent upon the performance of the membrane and therefore on the permeate fluxes. The first available indications show that permeability of around 150 $l.h^{-1}.m^2.b$ will give only slightly higher price for MBR process with 1 h hydraulic retention time compared with other available biological denitrification processes.

CONCLUSION

This investigation has shown that MBR process for denitrification of water suplly is a promissing technology. Even though more work is still necessary to optimize operationnal parameters, the results obtained in this research show that MBR will favorably compare with other available processes and present several more advantages : compacity, reliability and high quality ultrafiltrated water.

REFERENCES

- AZURION - Elimination des nitrates par résines échangeuses d'ions. Y. Richard, J. Buniat. T.S.M. (1988), 4, 227-230.

- Nitrate removal from ground water. J.P. Van der Hock, A. Klapwijk. Wat. Res. (1987), 21, 8, 989-997.

- Pollution par les nitrates : traitements disponibles. Y. Richard, A. Leprince. Trib. CEBEDEAU (1982). 438, 35, p. 21-33.

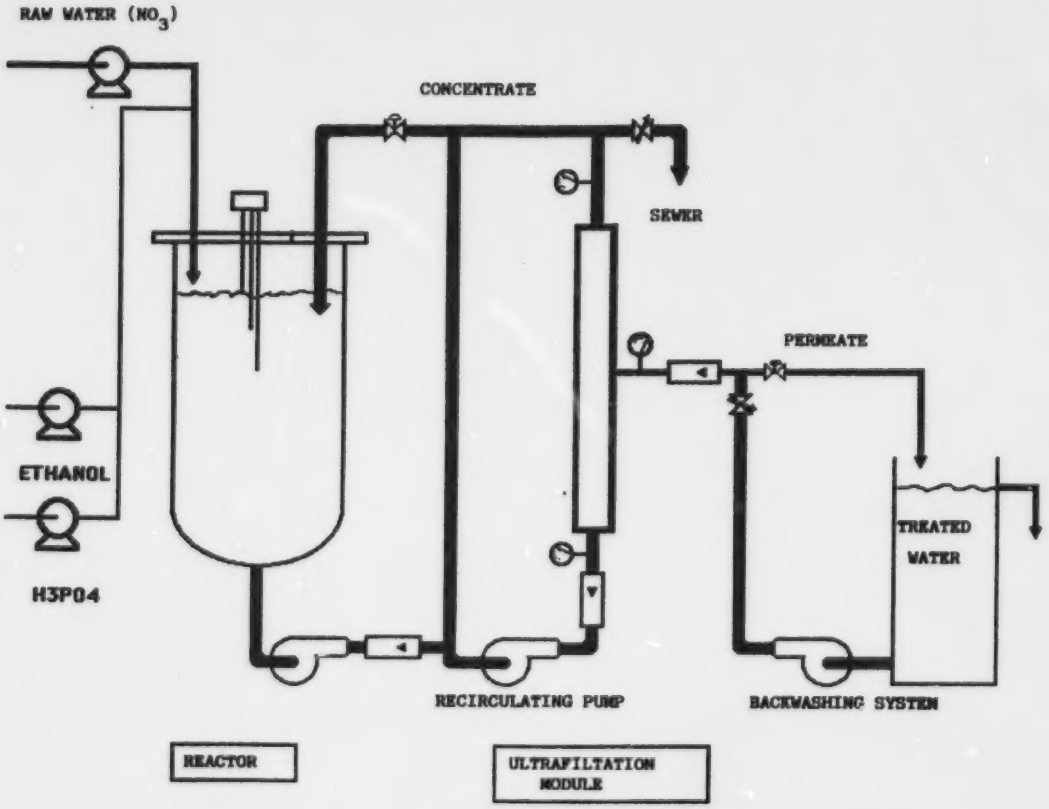


FIG. 1 Experimental MBR System

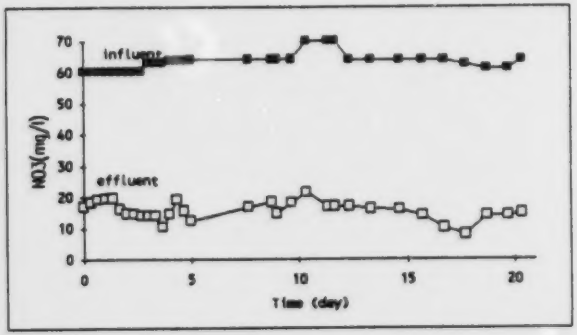


Fig. 2 Nitrate Concentration in Raw Water and in Treated Water

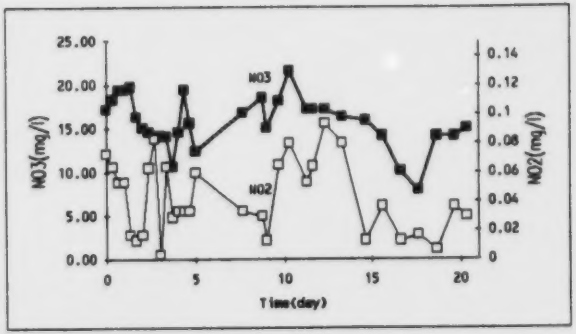


Fig. 3 NO3 and NO2 Concentration in Effluent

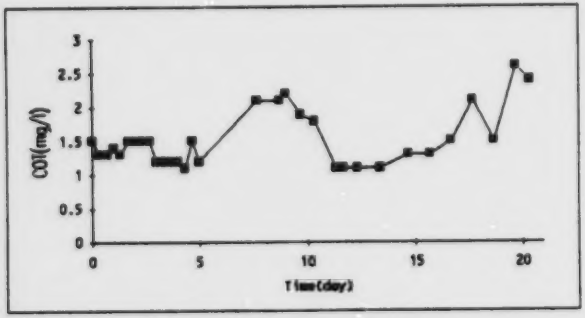


Fig. 4 TOC Levels in Effluent

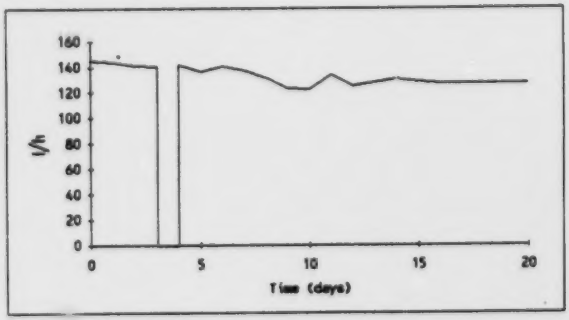


Fig. 5 UF Membrane Flux with 2 g SS/l

COMPARAISON DE LA QUALITÉ DE L'EAU DANS LES RÉSEAUX DE DISTRIBUTION DE VILLE DE LAVAL

Coallier, Josée — Microbiologiste, Service de l'environnement, 3 Place Laval, Ville de Laval, Québec, H7N 1A2

Lavoie, Jean — Surintendant Eau potable, Service de l'environnement, 3 Place Laval, Ville de Laval, Québec, H7N 1A2

Duchesne, Daniel — Chimiste, Laboratoire, Service de l'environnement, Ville de Laval, Québec, H7N 1A2

Prévost, Michèle — Chercheur, École Polytechnique de Montréal, C.P. 6079, Succ. A, Montréal, Québec, H3C 3A7

Desjardins, Raymond — Professeur, École Polytechnique de Montréal, C.P. 6079, Succ. A, Montréal, Québec, H3C 3A7

RÉSUMÉ

Des échantillons ont été prélevés à Ville de Laval en janvier 1991 dans deux conduites du réseau de distribution. L'une d'elle est alimentée par une usine de production d'eau dotée d'une filière classique (usine Chomedey) comportant les étapes de coagulation, décantation, filtration sur sable et anthracite, ozonation et désinfection au chlore. L'autre est alimentée par une usine de production d'eau dotée d'une filière biologique (usine Sainte-Rose) comportant, en plus des éléments que l'on retrouve à l'usine Chomedey, des filtres à charbon activé où s'opère un enlèvement du carbone organique dissous biodégradable (CODB). Le projet démontre que l'évolution de la qualité de l'eau dans les deux réseaux diffère. La température, la turbidité, la concentration de désinfectant résiduel, la concentration de carbone organique dissous (COD) et biodégradable (CODB), le nombre de bactéries hétérotrophes aérobies (BHA) ainsi que le nombre de bactéries comptées en épifluorescence sont les paramètres permettant la comparaison. Un modèle est proposé pour déterminer l'enlèvement du COD dans les deux réseaux.

Mots-clefs: Réseau de distribution, reviviscence, chlore, biofilm, BHA, dénombrement total.

ABSTRACT

Sampling of two distribution systems water mains was conducted in the city of Laval in january 1991. One water main received water from a conventional water treatment plant (Chomedey) consisting of a coagulation, settling, sand and anthracite filtration, ozonation and post disinfection with chlorine. The second water main received water from a biological water treatment plant (Sainte-Rose) with an additional biologically activated carbon (BAC) filtration step after ozonation. Results show that the evolution of the quality of distributed water is different between the two distribution systems. Temperature, turbidity, residual disinfectant concentration, dissolved organic carbon (DOC), biodegradable dissolved organic carbon (BDOC), heterotrophic plate counts (HPC) and the total bacterial counts by epifluorescence were studied. A model to predict the removal of DOC in the distribution systems is proposed.

Key-word: Distribution system, regrowth, chlorine, biofilm, HPC, total count.

1.0 INTRODUCTION

Les techniques de purification employées dans les usines de production d'eau potable permettent de redonner aux eaux brutes impropres à la consommation, une qualité acceptable. Dans les pays industrialisés, hormis quelques rares incidents relevés dans les usines dont les traitements sont mal adaptés à la mauvaise qualité des sources d'approvisionnement, les eaux à la sortie des usines rencontrent les normes édictées par les divers organismes de contrôle. Toutefois certaines questions demeurent sur l'efficacité des techniques de récupération des bactéries (SINGH et McFETERS, 1990) et notamment des bactéries stressées ainsi que sur leur impact sanitaire.

Le portrait est moins reluisant pour ce qui est de la qualité de l'eau distribuée. Les épisodes de recroissance de bactéries coliformes dans les réseaux de distribution sont légions (ADAM et KOTT,1990, LeCHEVALIER, 1990, GELDRICH *et al.*, 1989, SMITH *et al.*, 1989, COALLIER *et al.*, 1989, LeCHEVALIER *et al.*, 1987, WIERENGA, 1985, CLARK, 1984, REILLEY et KIPPEN, 1983, HUDSON *et al.*, 1983, MARTEN *et al.*, 1982, NATIONAL RESEARCH COUNCIL, 1982, NASH et GELDREICH, 1980, ALLEN *et al.*, 1980, BECKER, 1975, O'CONNOR *et al.*, 1975, GELDREICH *et al.*, 1972). A chaque année, surtout l'été, lorsque la température de l'eau est élevée, plusieurs municipalités doivent émettre des avis de faire bouillir l'eau. Si cette mesure vise à redonner une bonne qualité bactériologique à l'eau, elle ne permet pas de corriger les problèmes de couleur, de turbidité ou de concentrations élevées de métaux.

Les paramètres qui influencent la détérioration de la qualité de l'eau dans les réseaux sont multiples. La quantité de nutriments contenue dans l'eau à la sortie des usines, la concentration résiduelle de désinfectant, le pH, la température, la concentration d'oxygène dissous, la concentration de carbone organique mais aussi, le matériau dont sont constituées les conduites, le temps de séjour, le régime hydraulique et les surfaces internes des conduites, peuvent jouer un rôle dans le processus de détérioration de l'eau distribuée (CHARACKLIS et MARSHALL, 1990, LeCHEVALIER, 1990, CHARACKLIS, 1988, LeCHEVALIER *et al.*, 1987, WIERENGA, 1985, FRANSOLET *et al.*, 1985, OLIVERI *et al.*, 1985, CLARK, 1984).

Les études récentes qui portent sur la caractérisation du carbone organique et les techniques qui permettent d'estimer sa fraction biodégradable ou qui permettent de dénombrer les bactéries par observation directe en épifluorescence, sont des outils précieux pour évaluer la transformation des nutriments dans les réseaux (PRÉVOST *et al.*, 1991). Par ailleurs, l'utilisation de logiciels de balancement de réseau de distribution permettant d'évaluer les temps de séjour dans les conduites procure une information essentielle à l'interprétation, voire à la prédiction des résultats de qualité de l'eau dans les réseaux.

Il a déja été démontré qu'un biofilm existe sur la paroi interne des conduites

(CHARACKLIS et MARSHALL, 1990, CHARACKLIS, 1988, COSTERTON et LAPPIN-SCOTT, 1989). Ce biofilm pourrait transformer le carbone organique dissous biodégradable (CODB). A ce jour, il n'existe ni bilan, ni modèle permettant de calculer ou de prédire l'évolution de la concentration de ce substrat (CODB) dans les réseaux de distribution.

On est porté à croire qu'en hiver, "l'effet réseau", c'est-à-dire l'influence des conditions qui prévalent dans les réseaux par rapport à "l'effet eau", c'est-à-dire les modifications de la qualité de l'eau observées dans un échantillon témoin non soumis aux conditions du réseau, est négligeable et qu'il ne s'opère pas une modification importante de la qualité de l'eau à des températures inférieures à 5 ^{o}C.

Les filières de traitement classiques (coagulation-floculation-décantation -filtration) ne visent pas spécifiquement l'enlèvement du CODB, tandis que par définition, les filières biologiques (utilisant du charbon activé) ont cet attribut. Il sera donc intéressant de comparer dans des réseaux de distribution, l'évolution de la qualité d'une eau issue d'une filière classique avec celle d'une filière biologique.

Une première série d'essais a été menée en janvier 1991, en eaux froides, à Ville de Laval. L'évolution de la qualité de l'eau produite à l'usine Chomedey (filière classique) a été suivie dans une portion du réseau de distribution et l'évolution de la qualité de l'eau produite à l'usine Sainte-Rose (filière biologique) a été suivie dans une autre portion du réseau. Des échantillons témoins ont été prélevés aux deux usines et analysés parallèlement pour distinguer "l'effet eau" de "l'effet réseau". Des comparaisons sont faites entre l'évolution de la qualité de l'eau des échantillons du réseau et celle des échantillons témoins ainsi qu'entre l'évolution observée dans les deux réseaux. Enfin un modèle est proposé pour estimer l'évolution du carbone organique dissous (COD) dans les réseaux.

2.0 LA PRODUCTION ET LA DISTRIBUTION DE L'EAU A VILLE DE LAVAL

2.1 VILLE DE LAVAL: UNE ILE, UN RÉSEAU

L'existence de plusieurs municipalités à l'origine de Ville de Laval explique la présence de différents pôles de développement. Ainsi, à l'extrémité est de l'île, on trouve le secteur Saint-François qui est alimenté par deux conduites maîtresses tandis qu'à l'extrémité ouest on trouve les quartiers Laval-sur-le-Lac, Laval-Ouest, Iles-Laval et Sainte-Dorothée, alimentés par trois conduites maîtresses. Comme ces quartiers sont assez éloignés de l'agglomération centrale, il est possible de suivre, dans les conduites qui les alimentent, l'évolution de la qualité de l'eau. Cette particularité s'avère très utile dans la présente étude.

2.2 UN RÉSEAU, TROIS USINES DE PRODUCTION D'EAU

Ville de Laval compte plus de 300 000 habitants. Elle est dotée d'un réseau de distribution long de près de 1 300 km complètement maillé et alimenté par trois usines de production d'eau potable. L'usine Chomedey (180 000 m^3/d) alimente le sud-ouest de l'île de Laval, l'usine Sainte-Rose (110 000 m^3/d), le nord et l'usine Pont-Viau (130 000 m^3/d), le sud-est.

Bien que les trois usines alimentent le même réseau, chacune a sa propre zone d'influence. La figure 1 en indique les frontières approximatives. Comme aucune vanne n'est fermée pour circonscrire ces zones, leurs limites se déplacent au gré des modifications de pression à partir des usines ou au gré des fluctuations de la demande en eau.

Figure 1: Zones d'influence des usines de production d'eau potable (Ville de Laval).

Nous avons suivi l'évolution de la qualité de l'eau d'un tronçon du réseau situé dans la zone d'influence de l'usine Sainte-Rose ainsi que celle d'un tronçon du réseau situé dans la zone d'influence de l'usine Chomedey.

3.0 QUALITÉ DE L'EAU

3.1 CARACTÉRISTIQUES GÉNÉRALES

L'eau qui alimente les trois usines de production d'eau de Ville de Laval provient de la rivière Outaouais. A l'extrémité ouest de l'île, l'eau de la rivière se partage en deux en formant la rivière des Prairies qui alimente les usines Chomedey et Pont-Viau et la rivière des Mille-Iles qui alimente l'usine Sainte-Rose. Le contenu en matières organiques de l'eau de la rivière Outaouais et des rivières des Prairies et des Mille-Iles est très élevé. Cela s'explique sans doute par le fait que le bassin de la rivière Outaouais est en grande partie sous couvert végétal et qu'il est soumis à une exploitation forestière et agricole importante.

Les caractéristiques de l'eau qui alimente les usines sont donc très semblables. Selon TEKEU (1979), hormis la qualité bactériologique, il n'existe pas de différences statistiquement significatives entre la qualité des eaux brutes des usines Chomedey et Sainte-Rose. Le tableau 1 présente la valeur des différents paramètres de qualité de l'eau brute des deux usines en 1990.

Tableau 1: Variation de la qualité des eaux brutes des usines Chomedey et

Sainte-Rose.

3.2 LA TEMPÉRATURE

La figure 2 montre l'évolution de la température de l'eau brute à Ville de Laval en 1990. On constate une variation importante de la température au cours de l'année. Les rivières sont donc soumises à deux périodes de revirement au moment où la température de l'eau descend sous 4 °C en décembre et au moment où elle remonte au dessus de 4 °C en avril. Des variations importantes de la qualité de l'eau sont observées à ces deux moments. Entre décembre et mars la température est généralement inférieure à 1 °C.

Figure 2: Variation mensuelle de la température des eaux brutes qui alimentent les usines Chomedey et Sainte-Rose.

Ces conditions de températures permettent la comparaison des réactions qui s'opèrent dans les réseaux de distribution en eaux froides(température inférieure à 4 °C) et en eaux chaudes (température supérieure à 20 °C). Le présent article ne porte toutefois que sur la portion de l'étude réalisée en eaux froides.

4.0 MATÉRIEL ET MÉTHODES

4.1 DESCRIPTION DES FILIERES DE TRAITEMENT

4.1.1 Filière classique (usine Chomedey)

La figure 3 présente la description de la filière de traitement de l'usine de production d'eau Chomedey. Cette filière de traitement favorise l'enlèvement de la matière organique principalement au niveau de la coagulation-décantation. Les statistiques du laboratoire d'expertises de Ville de Laval révèlent que l'enlèvement moyen de carbone organique total (COT) à l'étape de la décantation-filtration se situe à un taux variant de 40 à 60 % (rapport interne non publié 1988).

Figure 3: Description de la filière de traitement de l'usine Chomedey (filière classique).

La fraction biodégradable du COT (CODB) est augmentée par l'action de l'ozone sur le COT particulaire. De nombreux auteurs ont en effet observé une augmentation de la fraction biodégradable du COT après l'étape de l'ozonation (PRÉVOST *et al.*, 1990 a, 1990 b, van der KOOIJ *et al.*, 1982, van der KOOIJ, 1987, WERNER et HAMBSCH, 1986, JORET et LEVI, 1986, De CONSTANTIN *et al.*, 1986, JANSSENS *et al.*, 1984).

4.1.2 Filière biologique (usine Sainte-Rose)

La figure 4 présente la description de la filière de traitement de l'usine Sainte-Rose. Encore aujourd'hui, elle est la seule usine de production d'eau potable en Amérique à fonctionner en mode biologique. Cette particularité fait que l'usine Sainte-Rose est le lieu de plusieurs projets de recherche dans le domaine de l'eau potable.

Figure 4: Description de la filière de traitement de l'usine Sainte-Rose (filière biologique).

Dans la filière de traitement, on constate que l'ozonation précède les filtres à charbon actif biologique (CAB). Cela permet la formation de CODB par l'action de l'ozone puis son enlèvement par les bactéries retenues en grand nombre dans les filtres CAB (PRÉVOST *et al.*, 1990 c). L'action combinée de l'ozone et de la filtration sur CAB permet d'obtenir un enlèvement important du carbone organique dissous (COD). La figure 5 montre les taux d'enlèvement moyens de COT par les filtres CAB. Le taux élevé observé en juin est dû au remplacement du milieu filtrant d'un filtre effectué au cours de ce mois. L'enlèvement mesuré était alors imputable plus à l'adsorption qu'à l'activité biologique.

Figure 5: Proportion d'enlèvement du COT dans les filtres CAB de l'usine Sainte-Rose depuis mars 1990.

La filtration biologique diminue d'une façon significative la demande en chlore et le CODB (PRÉVOST *et al.*, 1990 a). On pourrait s'attendre à ce qu'une diminution du CODB entraîne une diminution importante de la recroissance dans le réseau de distribution. L'intérêt de comparer deux filières de traitement, l'une traditionnelle, l'autre biologique, prend donc là tout son sens. Fait à noter, contrairement à l'usine Chomedey, l'usine Sainte-Rose utilise le bioxyde de chlore plutôt que le chlore comme désinfectant. Il sera donc nécessaire de distinguer l'influence des oxydants de celle de l'activité biologique dans la comparaison de l'évolution de la qualité de l'eau dans les deux réseaux de distribution.

4.2 DESCRIPTION DES RÉSEAUX DE DISTRIBUTION

4.2.1 Choix des conduites

Les portions de réseaux à suivre ont été sélectionnées en fonction des critères

suivants:

a) la conduite de la filière classique doit partir de l'usine Chomedey et s'étendre jusqu'à l'extrémité la plus éloignée de la zone d'influence de l'usine;

b) la conduite de la filière biologique doit partir de l'usine Sainte-Rose et s'étendre jusquà l'extrémité la plus éloignée de la zone d'influence de l'usine;
c) le matériau dont les conduites sont construites doit être connu;
d) les diamètres et les longueurs des conduites doivent être connus;
e) les vitesses de l'eau dans les conduites doivent pouvoir être calculées;
f) le sens d'écoulement doit être unique et aucun apport d'eau ayant un temps de séjour différent de celui de l'eau échantillonnée dans le réseau ne doit venir modifier la qualité de l'eau au point de prélèvement.

La vitesse et le sens d'écoulement ont été déterminés à l'aide des logiciels WATCAD et RINCAD. Ces deux logiciels de balancement de réseau et de programmes de vidange de conduites utilisent la formule de Newton modifiée. L'attribution de la consommation d'eau aux noeuds est faite par une méthode de dénombrement aux noeuds mise au point par les employés de Ville de Laval. La simulation utilisée pour le présent projet est celle réalisée le 21 avril 1989 avec le logiciel WATCAD dans des conditions de débit moyen. Des vérifications et amendements mineurs aux conduites et aux conditions imposées ont été réalisés avec l'aide du logiciel RINCAD en décembre 1990 puis en janvier 1991. Le temps de séjour dans les conduites a été calculé pour chaque tronçon étudié, en divisant la longueur de la conduite par la vitesse de l'eau calculée par simulation.

La figure 6 montre la localisation approximative de chacune des deux conduites ainsi que les lieux d'échantillonnage. Le diamètre de la conduite de l'usine Chomedey passe de 1 220 mm à la sortie de l'usine à 205 mm à son extrémité alors que le diamètre de la conduite de l'usine Sainte-Rose passe de 1 060 à 100 mm.

Figure 6: Conduites et points d'échantillonnage.

4.2.2 Choix des points d'échantillonnage

Des essais préliminaires réalisés à l'été 1990 dans le réseau de la filière classique ont démontré qu'il était primordial de suivre l'eau dans le réseau, c'est-à-dire de prélever l'eau en fonction de son temps de séjour dans le réseau. Le tableau 2 indique le temps de séjour de l'eau pour chacun des points d'échantillonnage des deux filières les jours où les échantillonnages ont eu lieu. Les temps de séjour ont été calculés en fonction de la localisation exacte des points sur le réseau. Les premiers échantillons (points 0) de chaque réseau ont été prélevés à la sortie de chaque usine. Ces premiers points ont été considérés comme les échantillons au temps zéro bien que

l'eau dont ils sont constitués ait séjourné plusieurs heures dans les réservoirs de l'usine avant d'être pompée dans le réseau.

Tableau 2: Temps de séjour aux divers points d'échantillonnage.

4.3 ÉCHANTILLONNAGE

4.3.1 Echantillons témoins

Afin de distinguer "l'effet eau" de "l'effet réseau" sur l'évolution de la qualité de l'eau, des volumes de deux litres d'eau ont été prélevés à la sortie de chaque usine et analysés après des temps similaires aux différents temps de séjour de l'eau calculés dans les réseaux. Entre le prélèvement et les analyses, les échantillons ont été conservés à une température comprise entre 2 et 5 °C.

4.3.2 Période d'échantillonnage

L'échantillonnage a été réalisé en eaux froides en janvier 1991 alors que la température à la sortie des usines était d'environ 1 °C.

4.4 MÉTHODES D'ANALYSES

Tableau 3: Méthodes d'analyses.

5.0 RÉSULTATS ET DISCUSSION

5.1 EFFET DU TEMPS DE SÉJOUR, DE LA SURFACE DES PAROIS ET DES VOLUMES

Le tableau 4 indique pour les deux réseaux étudiés, les surfaces de parois cumulées ainsi que les volumes d'eau cumulés dans les conduites, de l'usine d'origine jusqu'aux points d'échantillonnage. Pour faciliter l'interprétation des résultats, les temps de séjour cumulés de l'eau dans les conduites sont également indiqués.

Tableau 4: Surfaces de parois et volumes d'eau cumulés dans les conduites.

On remarque qu'en dépit du fait que le temps de séjour à l'extrémité du réseau de la filière classique soit plus court (15,4 heures) que celui de la filière biologique (21,8 heures), les surfaces et les volumes de conduites rencontrées sont plus importants. Cela s'explique par des différences de diamètres de conduites et par des

différences de demandes en eau aux divers noeuds des deux réseaux. Cette caractéristique s'avèrera utile dans l'interprétation des résultats.

Des études ont démontré que le biofilm sur la paroi interne des conduites des réseaux de distribution joue un rôle dans l'évolution de la qualité de l'eau (COSTERTON *et al.*, 1989, BOUDOURESQUE., 1985). Il est donc utile de retenir que le contact entre l'eau et les parois internes est plus intime dans les conduites de petits diamètres généralement situées en bout de réseau que dans les conduites de gros diamètres qui se trouvent près des usines de production d'eau. Le rapport surface sur volume, représentation de "l'intimité" de ce contact, est par exemple de 0,003 pour la conduite de 1 200 mm à la sortie de l'usine Chomedey (filière classique) et de 0,04 pour la conduite de 100 mm située à l'extrémité du réseau de l'usine Sainte-Rose (filière biologique).

Les tableaux 5 et 6 présentent les valeurs de coefficient de corrélation de plusieurs paramètres.

Tableau 5: Coefficients de corrélation - Réseau alimenté par la filière biologique de l'usine Sainte-Rose.

Tableau 6: Coefficients de corrélation - Réseau alimenté par la filière classique de l'usine Chomedey.

5.2 SUIVI DE LA TEMPÉRATURE

On remarque qu'en hiver, la température de l'eau dans les réseaux de distribution de Ville de Laval augmente d'une façon constante lorsqu'on s'éloigne des usines de production d'eau. La figure 7 montre pour les deux réseaux confondus, l'augmentation de la température avec le temps de séjour.

Figure 7: Température de l'eau en fonction du temps de séjour (Réseaux alimentés par les usines Chomedey et Sainte-Rose).

Ce phénomène est attribuable à l'effet tampon joué par le sol entourant les conduites. On peut s'attendre à observer en été l'effet inverse, c'est-à-dire que la température de l'eau diminuera progressivement avec le temps de séjour. Nous verrons un peu plus loin la signification particulière que prend le temps de séjour dans un réseau de distribution. Le coefficient de corrélation calculé entre le temps de séjour et la température est très bon (r=0,93).

5.3 SUIVI DE LA CONCENTRATION DE DÉSINFECTANTS

La figure 8 compare l'évolution de la concentration de chlore dans l'eau prélevée

aux divers points d'échantillonnage du réseau de la filière classique avec celle de l'eau de l'échantillon témoin. Elle fait ressortir clairement qu'il existe, même en hiver, un "effet réseau" important. On y observe qu'après 15 heures de temps de séjour on trouve toujours une concentration de chlore libre supérieure à 0,20 mg/L dans l'échantillon témoin alors que le chlore libre est complètement disparu après un temps d'environ 10 heures dans le réseau. Notons que la concentration de carbone organique dissous biodégradable (CODB) passe de 0,46 mg/L à 0,23 mg/L au cours de la même période.

Figure 8: Evolution de la concentration de chlore dans le réseau alimenté par la filière classique (Chomedey).

Cette manifestation de l'effet du réseau sur la concentration résiduelle de désinfectant peut s'expliquer de diverses façons: la présence de sédiments introduits dans les conduites lors de leur installation ou lors de leur réparation, la présence d'un biofilm sur les parois internes des conduites, l'oxydation des matériaux dont sont constituées les conduites, l'augmentation de la température de l'eau et le type d'oxydant. Il est probable que tous ces facteurs jouent un rôle dans la diminution de la concentration de désinfectant.

La présence de désinfectant à la sortie des usines de production d'eau peut retarder la croissance des bactéries dans l'eau (LeCHEVALIER, 1990). Toutefois, de nombreuses études ont relevé le maintien d'une activité bactériologique même en présence de concentrations élevées de chlore libre (LeCHEVALIER *et al.*, 1990, GIBBS et HAYES, 1989, RIDGWAY et OLSON, 1982). Comme les concentrations de désinfectant sont relativement constantes, il est possible que se développe sur les parois internes des conduites situées près des usines, une flore bactérienne adaptée à ces conditions. Celle-çi pourrait contribuer, au même titre que la flore présente dans les conduites où il y a absence de désinfectant, à la diminution du CODB dans l'eau.

5.4 SUIVI DE LA QUALITÉ BACTÉRIOLOGIQUE

5.4.1 Bactéries hétérotrophes aérobies (BHA)

La figure 9 montrant la croissance du logarithme naturel du nombre de BHA en fonction du temps de séjour, indique qu'il existe une différence d'environ un demi-log entre le nombre de BHA dénombrées à l'extrémité des deux réseaux. De plus, on note que le nombre de BHA augmente d'une façon importante avec l'augmentation du temps de séjour dans les deux réseaux de distribution (de 7 à 8 log). Le réseau de la filière biologique semble favoriser une croissance légèrement plus lente de la flore hétérotrophe (pente = 0,3) que celui de la filière classique (pente = 0,5).

Figure 9: Évolution des BHA en fonction du temps de séjour dans les réseaux

alimentés par les usines Chomedey et Sainte-Rose.

Les coeficients de corrélation entre le Ln BHA et le temps de séjour sont bons pour les deux réseaux (r=0,84 pour la filière biologique et r=0,83 pour la filière classique) bien que les points soient relativement dispersés de part et d'autre de la droite de régression.

5.4.2 Bactéries dénombrées en épifluorescence

Rappelons que l'observation des bactéries au microscope en épifluorescence ne nous renseigne pas sur l'état des bactéries. Celles-çi peuvent être mortes ou vivantes, car toutes les bactéries qui ne sont pas lysées sont comptées. La figure 10 illustre l'évolution du nombre total de bactéries en fonction du temps de séjour.

Figure 10: Nombre de bactéries en épifluorescence en fonction du temps de séjour.

Les corrélations avec le temps de séjour sont bonnes (r = 0,91 pour la filière classique et r = 0,85 pour la filière biologique).

On constate qu'à la sortie des usines, il y a moins de bactéries totales dénombrées par épifluorescence dans l'eau ayant subi un traitement biologique (80 000) que dans celle issue d'un traitement classique (200 000). Dans les deux réseaux, une légère diminution du nombre de bactéries est observée entre la sortie de l'usine et le premier point d'échantillonnage sur le réseau. La diminution pourrait être causée par la lyse des bactéries en présence de désinfectants libres au début des réseaux.

La figure 10 montre l'évolution constante et marquée de la quantité de bactéries dans le réseau de la filière classique (accroissement d'environ 45 000 bactéries/h). L'augmentation observée dans le réseau de la filière biologique est plus lente (accroissement d'environ 6 000 bactéries/h). La concentration plus élevée de CODB dans le réseau alimenté par la filière classique peut expliquer le taux d'augmentation plus rapide. Ce résultat est en partie confirmé par l'augmentation du nombre de BHA observé dans les deux réseaux. En comparant les résultats des échantillons des réseaux à ceux des échantillons témoins on constate que l'augmentation du nombre de BHA et l'augmentation du nombre de bactéries observées en épifluorescence n'est attribuable qu'à la "contribution" des réseaux.

5.5 SUIVI DU COD ET DU CODB

L'enlèvement du COD et du CODB dans les réseaux étudiés est généralement relié quoique l'enlèvement du COD dans le réseau soit supérieur à celui du CODB. Cette différence est peut-être attribuable à une meilleure efficacité des bactéries indigènes fixées dans le biofilm du réseau pour consommer le COD, par rapport à celle de bactéries inoculées dans les bouteilles d'incubation utilisées pour la mesure du CODB. D'une façon générale, il est plus facile de travailler avec les résultats d'abattement de COD puisque les valeurs obtenues durant les essais sont moins variables.

Les figures 11 à 14 présentent l'évolution du COD en fonction de différents paramètres. Même si l'on soupçonne que la surface joue un rôle déterminant dans la prédiction de l'abattement du COD, car la surface des conduites est le support du biofilm, on constate qu'elle n'est pas le seul paramètre à intervenir.

Figure 11: Évolution du COD en fonction du volume d'eau cumulé dans les conduites.

Figure 12: Évolution du COD en fonction de la surface cumulée des parois des conduites.

Figure 13: Évolution du COD en fonction de la température de l'eau dans les conduites.

Figure 14: Évolution du COD en fonction du temps de séjour dans les conduites.

Encore une fois, d'excellentes corrélations ($r = 0,94$ et $0,96$) sont obtenues avec le temps de séjour. On remarque à la figure 14 une différence de concentration de COD dans l'eau alimentant les deux réseaux, celle du réseau de la filière classique étant supérieure de plus de 0,55 mg C/L à la sortie de l'usine, à celle du réseau de la filière biologique. Les points de la courbe correspondant à l'extrémité du réseau de l'usine Chomedey s'écartent légèrement de la droite de régression. Cet écart du dernier point du réseau de la filière classique peut s'expliquer par une estimation inexacte du temps de séjour causée par une prévision imprécise de la consommation en eau en bout de réseau. En effet, une différence de demande en eau de quelques litres par minute dans une conduite où la vitesse est faible, comme c'est le cas dans les conduites aux extrémités des réseaux, influence grandement le temps de séjour de l'eau dans la conduite. Ainsi, en suivant la droite de régression, on peut supposer que la vitesse dans le dernier tronçon a été surestimée et que le temps de séjour global du réseau de la filière classique était plus près de 20 heures que de 15 heures, le jour où les essais ont été réalisés.

On constate que la concentration de COD dans l'échantillon témoin passe de 2,55 à 2,49 mg/L en 22 heures (figure 15) ce qui dénote une faible activité bactériologique. La diminution observée dans les échantillons du réseau, de 2,55 mg/L à une valeur

légèrement inférieure à 2,30 mg/L, est donc essentiellement imputable à l'effet du réseau. Il est intéressant de noter que même dans une eau ayant subi un traitement biologique à l'usine de traitement d'eau, un abattement additionnel du CODB est réalisé dans le réseau.

La diminution du COD dans l'échantillon témoin de la filière classique n'est guère plus importante que celle observée dans l'échantillon témoin de la filière biologique (figure 16). L'absence de différence s'explique par le fait que l'abattement du CODB par des cultures libres nécessite des temps de contact de plus de 30 jours à 20 °C (PRÉVOST *et al.*, 1991)

Les figures 15 et 16 mettent en évidence l'influence des réseaux par rapport à l'influence de l'eau elle-même, sur l'utilisation du COD par les bactéries. Dans les deux cas, l'influence des réseaux est beaucoup plus importante. Les bactéries fixées dans le biofilm des conduites sont plus efficaces dans l'utilisation du COD que les bactéries libres présentes à la sortie des usines de production d'eau. Nous avons observé que les bactéries inoculées pour la mesure du CODB réussissent à diminuer de 0,46 mg C/L la concentration de COD en 30 jours d'incubation, tandis que les bactéries du réseau en enlèvent 0,70 mg C/L en un peu plus de 15 heures. Les bactéries fixées sont probablement plus nombreuses et plus efficaces que les bactéries sessiles (COSTERTON et LAPPIN-SCOTT, 1989) et probablement mieux adaptées aux conditions qui prévalent dans les diverses portions des réseaux: concentrations élevées de désinfectant et de CODB au début des réseaux et concentrations faibles aux extrémités.

Figure 15: COD en fonction du temps de séjour dans le réseau alimenté par l'usine Sainte-Rose (Effet réseau).

Figure 16: COD en fonction du temps de séjour dans le réseau alimenté par l'usine Chomedey (Effet réseau).

Une comparaison de l'efficacité des réseaux dans l'enlèvement du COD est présentée à la figure 17. Pour faciliter la comparaison, l'enlèvement du COD est exprimé en pourcentage de la quantité initiale de COD enlevé dans l'eau depuis la sortie des usines de production d'eau, en fonction du temps de séjour.

Figure 17: Pourcentage du COD enlevé en fonction du temps de séjour.

La pente d'enlèvement de COD dans le réseau de la filière classique est plus forte que celle de la filière biologique. Plus de 20 % du COD initialement présent dans l'eau de la filière classique a été enlevé en un peu plus de 15 heures, tandis que l'enlèvement réalisé dans le réseau de la filière biologique est d'environ 13 % en près de 22 heures.

5.6 MODÉLISATION DE L'UTILISATION DU COD

Les profils d'abattement du COD dans les réseaux étudiés nous incitent à proposer un modèle permettant de prédire l'évolution de ce paramètre. Nous présentons un modèle où le facteur d'utilisation (k) diffère selon que l'on se trouve dans le réseau alimenté par l'usine de production d'eau fonctionnant en mode classique ou dans un réseau alimenté par l'usine de production d'eau fonctionnant en mode biologique. Ce modèle donne de bons résultats pour l'eau des réseaux de Ville de Laval, mais il ne saurait être utilisé sans ajustements pour une eau ayant des caractéristiques différentes.

Dès la sortie des usines, la diminution du COD s'amorce d'une façon qui semble aussi efficace que plus loin dans les réseaux. Cela tend à démontrer, qu'en hiver du moins, le taux d'enlèvement du COD est relativement indépendant de la température et de la concentration de désinfectant dans l'eau, ou que dans la gamme des valeurs mesurées en hiver, il n'y a pas de différence notable d'efficacité imputable à ces deux paramètres. Le rendement de ces réacteurs que constituent les réseaux serait assuré par des bactéries adaptées aux conditions différentes qui prévalent dans les divers tronçons des réseaux.

Les autres éléments du modèle s'imposent d'eux-mêmes. La concentration de COD à l'entrée de chaque tronçon du réseau constitue le premier paramètre entrant dans l'équation prédisant l'abattement du COD. La surface interne des conduites (S) constitue le support du biofilm et doit donc également y être incorporé entièrement. Nous prenons ainsi pour acquis que dans des conditions identiques, un doublement de surface entraîne un doublement de l'enlèvement de COD. Il nous faut ajouter un paramètre représentant "l'intimité" du contact eau-biofilm dans les conduites. Ce paramètre nous est donné par le rapport de la surface des parois internes sur le volume d'eau contenu dans la conduite (S/V). Ainsi, plus la surface de biofilm disponible par unité de volume est grande, plus l'enlèvement est grand. On réalise ici que l'enlèvement relatif sera beaucoup plus grand dans les conduites de petits diamètres que dans les conduites de grands diamètres. Par exemple, le rapport S/V est 12 fois plus important dans une conduite de 100 mm de diamètre que pour une conduite de 1 200 mm. Nous avons également pris pour acquis que l'enlèvement du COD était fonction du temps de contact de l'eau avec le biofilm ou encore que la quantité enlevée variait avec l'inverse de la vitesse de l'eau dans les conduites (1/v).

Pour chaque tronçon, la diminution du COD peut se calculer en utilisant l'équation suivante:

$$\Delta [COD] = [COD]_i * k * S * S/V * 1/v \qquad (1)$$

où :

Δ [COD] = quantité de COD enlevée dans la conduite étudiée (mg C/L);

$[COD]_i$ = concentration initiale de COD à l'entrée de la conduite (mg C/L);
k = constante d'utilisation du COD;
S = surface de la paroi interne de la conduite (m^2);
V = volume d'eau contenu dans la conduite (m^3);
v = vitesse moyenne de l'eau dans la conduite (m/s).

Le regroupement des paramètres physiques de l'équation (1) donne une nouvelle équation:

paramètres physiques: $$\frac{S^2}{V \cdot v} \qquad (2)$$

sachant que:

$S = 2r \cdot \pi \cdot L$, que $V = r^2 \cdot \pi \cdot L$ et que $v = L/t$

où:
L = longueur de la conduite (m);
r = rayon de la conduite (m);
t = temps (s).

on peut présenter l'équation (2) sous la forme suivante:

$$\frac{4 \cdot r^2 \cdot \pi^2 \cdot L^2 \cdot t}{r^2 \cdot \pi \cdot L \cdot L} \qquad (3)$$

et après simplification:

$$4\pi t \qquad (4)$$

Cette courte démonstration confirme que l'utilisation du COD dans les réseaux est en définitive fonction du temps de séjour (t) de l'eau dans les conduites. On comprend maintenant pourquoi les corrélations trouvées avec le temps de séjour sont si bonnes.

L'utilisation du COD pour chaque tronçon s'exprime donc par l'équation suivante:

$$\Delta [COD] = \frac{[COD]_i * k * S^2}{V * v} \qquad (5)$$

et pour l'ensemble du réseau;

$$\sum_{i=1}^{n} (\Delta[COD])_i \qquad (6)$$

où

n = le nombre de tronçons constituant chaque réseau.

La valeur de la constante "k" d'utilisation du COD est trois fois plus élevée dans l'eau issue de la filière classique (3,0 * 10 exp -7) que dans celle issue de la filière biologique (0,9 * 10 exp -7).

Les figures 18 et 19 comparent l'utilisation calculée du COD, avec l'utilisation mesurée. Pour le réseau de la filière biologique, nous n'avons pas tenu compte du dernier point d'échantilonnage car après étude de l'origine de l'eau, il a été démontré qu'il n'appartenait pas à la zone d'influence de l'usine Sainte-Rose. De plus, nous avons soustrait pour le deuxième point, l'augmentation imputable soit à une formation de COD par l'action du bioxyde de chlore, soit à une contamination de l'échantillon.

Figure 18: Modélisation de l'utilisation du COD - Filière biologique.

Figure 19: Modélisation de l'utilisation du COD - Filière classique.

On constate que le calcul par modélisation donne d'excellents résultats. Il permet de prévoir l'enlèvement du COD en connaissant sa concentration initiale, et les

caractéristiques physiques et dynamiques des réseaux.

6.0 CONCLUSIONS

Des analyses ont été réalisées à Ville de Laval à l'hiver 1991 sur l'eau de deux réseaux de distribution, l'une issue d'une usine de production d'eau utilisant un traitement classique et l'autre issue d'une usine de production d'eau utilisant un traitement biologique (filtres CAB). Les résultats obtenus démontrent qu'en eau froide (1 à 7 °C):

- il existe une activité biologique importante dans les réseaux alimentés par une usine classique ou par une usine biologique;
- le changement de qualité de l'eau imputable aux réseaux est beaucoup plus important que celui imputable à l'eau elle-même;
- l'hiver, la température monte d'une façon appréciable, au fur et à mesure que l'on s'éloigne des usines de production d'eau;
- le réseau alimenté par la filière biologique est moins favorable à la croissance des bactéries;
- les taux d'enlèvement du COD, le dénombrement des BHA et de dénombrement des bactéries comptées en épifluorescence sont plus élevés dans le réseau de la filière classique que dans celui de la filière biologique;
- l'enlèvement du COD peut être modélisé dans les deux types de réseaux (classique ou biologique); le modèle explique les variations de concentrations de COD en fonction de la surface des parois, du rapport de la surface des parois internes sur le volume d'eau (S/V) et de la vitesse de l'eau dans les conduites.

L'utilisation de cette équation donne de bons résultats qui permettent de prévoir l'enlèvement du COD dans les réseaux.

Le projet réalisé à Ville de Laval donne des résultats prometteurs qui ouvrent la voie à un programme de recherche sur les réseaux de distribution. Les futures recherches devront porter sur la cinétique de formation du CODB par les oxydants, sur la caractérisation de la flore bactérienne responsable de l'abattement du COD, sur le dénombrement des bactéries totales viables, sur l'utilisation des autres substrats par les bactéries du réseau, sur les mécanismes donnant lieu à l'augmentation de la turbidité et de la concentration de fer et sur les traitements permettant de prévenir la recroissance bactérienne dans les réseaux. Les conditions réunies à Ville de Laval se prêtent bien à ces projets.

7.0 REMERCIEMENTS

Les auteurs remercient les citoyens de Ville de Laval qui ont accepté des visites à toute heure du jour ou de la nuit pour la réalisation des échantillonnages ainsi que Josée Coallier, Jacynthe Mailly, Catherine Poirier et Daniel Duchesne pour leur participation à toutes les étapes de ce projet.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

ADAM O. et KOTT Y., (1990), "Bacterial Growth Potential in the Distribution System", *Microbiology in Civil Engineering*, 55-61.

ALLEN M.J., TAYLOR R.H. et GELDREICH E.E., (1980), "The Occurence of Microorganisms in Water Main Encrustation", *J. Amer. Water Works Assoc.*, Vol. 72, 614-615.

APHA, AWWA, WPCF, (1989), *Standard methods for the Examination of Water and Wastewater*, 17th Ed. Washington, DC. American Public Health Association. 1451 p.

ASTM, *ANNUAL BOOK of ASTM Standards*, (1988), Vol. 11.02.

BECKER R.J., (1975), "Bacterial Regrowth Within the Distribution System", *Proc. Water Quality Technology Conf.*, Atlanta, GA.

BOUDOURESQUE P., (1985), "1- Dégradation et corrosion des réseaux de distribution d'eau: Symptômes et diagnostic", *T.S.M.- L'eau*, 80e année, No. 10, 427-437.

CHARACKLIS W. G., et MARSHALL K.C. (eds.), (1990), "Biofilm", J. Wiley and sons, Inc. New York, NY.

CHARACKLIS W. G., (1988) "Bacterial Regrowth in Distribution System", présenté à l'AWWARF, Denver, CO, 17 p.

CLARK T.F., (1984), "Chlorine Tolerant Bacteria in a Water Distribution System", *Public Works*. 115: 65-67.

COALLIER J., DUCHESNE D., LAFRANCE P. et LAVOIE J., (1989) "La recroissance bactérienne dans les réseaux de distribution d'eau potable", *Sci. Tech. Eau*, Vol. 22, 63-72.

COSTERTON J.W. et LAPPIN-SCOTT H.M., (1989), "Behavior of Bacteria in Biofilms", *ASM News*, Vol. 55, 650-654.

DeCONSTANTIN S., PASCAL O., BLOCK J.C. et DOLLARD M.Z., (1986), "La flore bactérienne dans les réseaux de distribution: comparaison de deux études", *Wat. Supply*, Vol. 4, 199-215.

FRANSOLET G., VILLERS G. A. and MASSECHELEIN W. J., (1985) "Influence of Temperature on Bacterial Development in Waters", *Oz. Sci. Engng*, 7, 205-227.

GELDREICH E.E., GOODRICH J.A. and CLARK R.M., 1989, "Strategies for Monitoring the Bacteriological Quality of Water Sypply in Distribution Systems", présenté à la conférence annuelle de l'AWWA à Los Angeles, 26 p.

GELREICH E.E. NASH D.J., REASONER D.J. ET TAYLOR R.H., (1972), "The Necessity of Controling Bacterial Populations in Potable Water", *Community Water Supply, J. Amer. Water Works Assoc.* 81: 101-113.

GIBBS R.A. et HAYES C.R., (1989), "Characterization of Non-enteric Bacterial Regrowth in the Water Supply Distribution Network from a Eutrophic Reservoir", *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 21, 49-53.

HUDSON L.D., HANKINS J.W. AND BATTAGLIA M., (1983), "Coliforms in Water Distribution: a Remedial Approach", *J. Amer. Water Works Assoc.*, Vol. 75, No. 11, 564-568.

JANSSENS J.G., MEHEUS J. et DIRICK J., (1984), "Ozone Enhanced Biological Activated Carbon Filtration and its Effect on Organic Matter Removal, and Particular AOC Reduction", Water Sci. Technol. 17(6-7): 1055-1068.

JORET J.C. et LEVI Y., (1986)." Méthode rapide d'évaluation du carbone organique éliminable des eaux par voie Biologique". *Trib Cebedeau*, 510, 39:3.

LeCHEVALIER M. W., LOWRY C.D. et LEE R.G., (1990), "Desinfecting Biofilms in a Model Distribution System", *J. Amer. Water Works Assoc.*, Vol. 82, No. 11, 87-99.

LeCHEVALIER M. W., (1990), "Coliform Regrowth in Drinking Water: a Review", *J. Am. Wat. Wks Assoc.*, Vol. 82, No. 11, 74-86.

LeCHEVALIER M. W., BABCOCK T.M., LEE R.G., (1987), "Examination and Characterization of Distribution System Biofilms. *Appl. Environ. Microbiol.* 53: 2714-2724.

MARTEN R.S., GATES W.H., TOBIN R.S., SUMARAH R., WOLFE P. ET FORESTAL P., (1982), "Factor Affecting Coliform Bacterial Growth in Distribution Systems". *J. Amer. Water Works Assoc.* 74: 34-37.

NASH H.D. et GELDREICH E.E., (1980), "Effect of Storage on Coliform Detection in Potable Water Samples", *Proc. Water Quality Technology Conference*, Miami Beach, FL.

NATIONAL RESEARCH COUNCIL SAFE DRINKING WATER COMMITTEE, (1982), "Biological Quality of Water in Distribution System", Drinking Water and Health, 4:

108-136. National Academy Press, Washington, D.C.

O'CONNOR J.T., HASH L.et EDWARDS A.B., (1975), "Deterioration of Water Quality in Distribution Systems", *J. Amer. Water Works Assoc.*, 67: 113-116.

OLIVERI V.P., BAKALIAN A.E., BOSSUNG K.W. et LOWTHER E.D., (1985), "Recurrent Coliforms in Water Distribution Systems in the Presence of Free Residual Chlorine" Water Chlorination Chemistry, Environmental Impact and Health Effects, 651-666.

PRÉVOST M., DESJARDINS R., COALLIER J.,DUCHESNE D. et MAILLY J., (1991), "Comparison of Biodegradable Organic Carbon (BOC) Technique for Process Control", acceptée pour publication dans la revue AQUA (Journal of Water Supply Research and Technology).

PRÉVOST M., DESJARDINS R., DUCHESNE D. et POIRIER C., (1990 a), "Chlorine Demand Removal by Biological Activated Carbon Filtration in Cold Water", présenté à la conférence annuelle de la WQTC-AWWA à San Diego, 22 p.

PRÉVOST M., DESJARDINS R., DUCHESNE D. et POIRIER C., (1990 b), "Réduction de la demande en chlore dans une filière de traitement biologique en eaux froides", acceptée pour publication dans *Env. Tech. Letters*.

PRÉVOST M., DESJARDINS R., ARCOUETTE N., DUCHESNE D., et COALLIER J., (1990 c) "Étude de la performance de filtres à charbon actif biologique (CAB) en eaux froides", *Sci. Tech. Eau*, Vol. 23, 25-30.

REILLY J. and KIPPEN J.S., 1983, "Relationship of Bacterial Counts with Turbidity and Free Chlorine in Two Distribution Systems", *J. Amer. Water Works Assoc.*, Vol. 75, No. 6, 309-312.

RIDGWAY J. et OLSON B.H., (1982), "Chlorine Resistance Patterns of Bacteria from Two Drinking Water Distribution Systems", *App. Env. Microbiol.*, Vol. 44, No. 4, 972-987.

RIDGWAY J., (1981) "Deterioration of Bacteriological Quality of Water During Distribution, in *Water Research Topics*, 1, 64-72.

SERVAIS P., BILLEN G. et HASCOET M.C., (1987), "Determination of the Biodegradable Fraction of Dissolved Organic Carbon", *Wat. Res.*, 21 (4), 445-450.

SERVAIS P., ANZIL A. et VENTRESQUE C., (1989), "Simple Method for Determination of Biodegradable Dissolved Organic Carbon in Water", *Appl. Environ. Microbiol.*, 55 (10), 2732-2764.

SMITH D.B., HESS A. ET OPHEIM D., (1989), "Control of Distribution System Coliform Regrowth", *Proc. Water Quality Technology Conf*, Philadelphia, PA.

TEKEU J.C., (1979), "Précipitation contrôlée de CaCO3 dans un système de distribution d'eau potable", mémoire de maîtrise, Université de Montréal, 185 p.

van der KOOIJ D., VISSER A. et HIJNEN W.A.M., (1982), "Determining the Concentration of Easily Assimilable Organic Carbon in Drinking Water", *J. Amer. Water Works Assoc.* 74 (10): 540-545.

van der KOOIJ D., (1987), "The Effect of Treatment on Assimilable Organic Carbon in Drinking Water", Dans: *Treatment of Drinking Water for Organic Contaminants*, Proceedings of the Second National Conference on Drinking Water, Edmonton, Alberta. P.M. Huck et P. Toft éd., Pergamon press, New York, p. 317-328.

WERNER P. and HAMBSCH B., 1986, "Investigations on the Growth of Bacteria in Drinking Water", *Wat. Supply*, Vol. 4, 227-232.

WIERENGA J.T., (1985), "Recovery of Coliforms in the Presence of a Free Chlorine Residual", *J. Amer. Water Works Assoc.* 77: 83-88.

WOLFE R.L., MEANS E.G., DAVIS M.K. et BARRET S.E., (1988), "Biological Nitrification in Covered Reservoirs Containing Chloraminated Water", *J. Amer. Water Works Assoc.*, sept. 109-114.

BOURBIGOT M.M., DODIN A. et LHERITIER R. (1984) "La flore bactérienne dans un réseau de distribution", *Wat. Res.*, 18, 589-591.

CLARK R.M., COYLE J.A., GRAYMAN W.M. and MALES R.M., 1988, "Development, Application and Calibration of Models for Predicting Water Quality in Distribution Systems", présenté à la "Water Quality Technology Conference" à Saint-Louis, 40 p.

COALLIER J., DUCHESNE D. et LAFRANCE P., (1989) "Dénombrement des bactéries hétérothrophes aérobies (BHA) dans les réseaux de distribution d'eau potable de Ville de Laval", *Sci. Tech. Eau*, Vol. 22, 217-222.

DAMEZ F., 1982, "Évolution de la qualité de l'eau dans les réseaux de distribution", *T.S.M. - L'eau.*, 77e année, No. 1, 11-23.

DESJARDINS R. (1988), "*Le traitement des eaux*". Editions de l'Ecole Polytechnique de Montréal, Montréal, 366 p.

DRAPEAU A.J. et JANKOVIC S. (1977), "*Manuel de microbiologie de l'environnement*". Organisation Mondiale de la Santé, Genève, 251 p.

DUCHESNE D., LAFRANCE P., LAVOIE J., LETENDRE S., (1988.) "Contrôle de la qualité de l'eau traitée sur charbon actif granulaire à l'usine de traitement d'eau Sainte-Rose", *Sci. Tech. Eau*, Vol. 21, 33-42.

DUCHESNE D. et LAFRANCE P., (1988.) "Méthode d'analyse du bioxyde de chlore", *Sci. Tech. Eau*, Vol. 19, 73-78.

EMDE K.M.E. AND FINCH G.R., 1990, "Detection and Occurence of Waterborne Bacterial and Viral Pathogens", *J. Water Pollut. Control Fed.*, Vol. 62, No. 4, 624-630.

HAAS C.N., MEYER M.A. and PALLER M.S., 1983, "Microbial Alterations in Water Distribution Systems and their Relationship to Pysical-chemical Characteristic.", *J. Am. Wat. Wks Assoc.*, Vol. 75, No. 9, 475-481.

KOCH B., KRASNER W. and CSLIMENTI M. J., 1989 "A Simulated Distribution System Disinfection By-product Method", présenté à la conférence annuelle de la WQTC - AWWA à Philadelphie, 25 p.

LAFRANCE P., VIAU L. et HAMEL H., (1990) "Les municipalités et la gestion de l'eau. La recherche de la qualité". *Conférence prononçée dans le cadre du congrès de l'Association québécoise des techniques de l'eau*, 43 p.

LeCHEVALIER M.W., CAWTHON C.D. and LEE R.G., (1988) "Inactivation of Biofilm Bacteria", *App. Env. Microbiol.*, oct., 2492-2499.

LeCHEVALIER M. W., McFETERS G.A.,1985 "Enumerating Injured Coliforms in Drinking Water", *J. Am. Wat. Wks Assoc.*, Vol. 77, No. 6, 81-87.

LEE S.H., O'CONNOR J.T. AND BANERJI, 1980 "Biologically Mediated Corrosion and its Effects on Water Quality in Distribution Systems", *J. Am. Wat. Wks Assoc.*, 636-649

MAUL A., EL-SHAARAWI A.H. and BLOCK J.C., 1985, "Heterotrophic Bacteria in Water Distribution Systems. 1. Spatial and Temporal Variation, *The Science of the Total Environment*, Vol. 44, No. 44, 201-214.

MASONMARTIN R.S., GATES W.H., TOBIN R.S., GRANTHAM D., SUMARAH R., WOLFE P. and FORESTALL P., 1982, "Factors Affecting Coliform Bacteria Growth in Distribution Systems", *J. Am. Wat. Wks Assoc.*, Vol. 74, No. 1, 34-37.

RIZET M., DEPARDIEUX J., GOGNET M. et LORENTZ F., (1985) "Populations microscopiques des réseaux de distribution d'eau potable: effet d'un nettoyage mécanique", *J. Fr. Hydrol.*, 16, 269-286.

SCHOENEN D., 1986, "Microbial Growth Due to Materials Used in Drinking Water Systems", Biotechnology, 8, Rehm H.J. et Reed G. éd., VCH Publishers, Weinheim, 628-647.

SLY L.P., HODGKINSON M.C. and ARUNPAIROJNA V., (1988) "Effect of Water Velocity on the Early Development of Manganese-depositing Biofilm in a Drinking Water Distribution System", *FEMS Microbiol. Ecol.*, 53, 175-186.

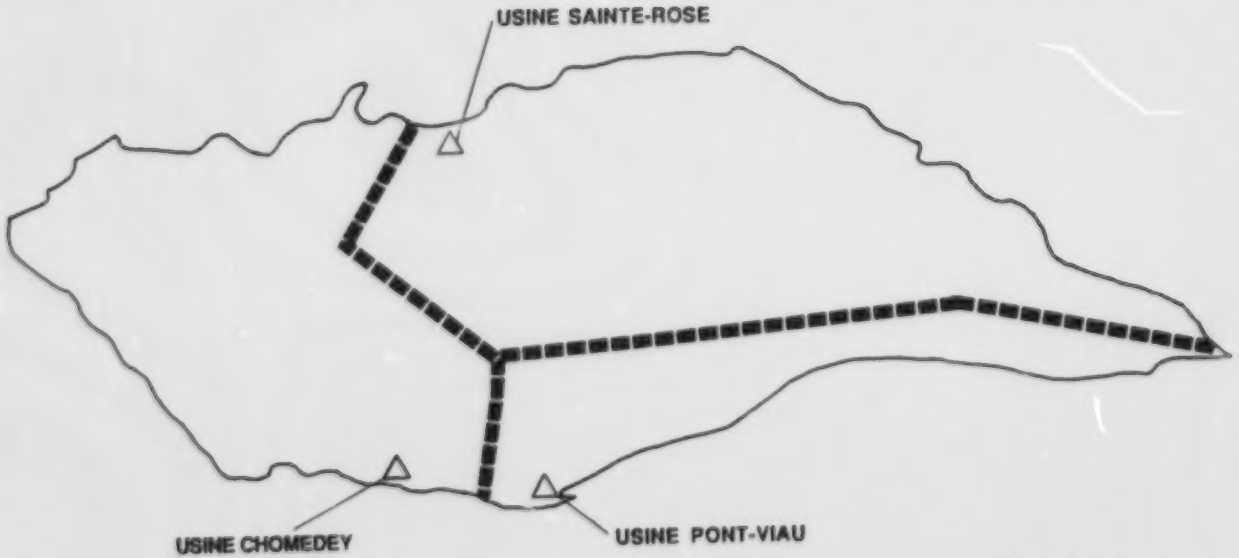


FIG. # 1

PARAMETRES	SAINTE-ROSE	CHOMEDEY
température (oC)	0,5 - 28,0	0,5 - 28,0
pH	7,2 - 7,5	7,2 - 7,5
alcalinité (mg/L CaCO3)	20 - 35	20 - 35
dureté (mg/L CaCO3)	30 - 50	30 - 50
couleur (UCA)	50 - 160	50 - 160
turbidité (UTN)	3 - 20	3 - 20
COT (mg C/L)	6,0 - 8,0	6,0 - 8,2
coliformes totaux (ufc/100 mL)	2 000 - 7 000	100 - 2 000

TABL. # 1

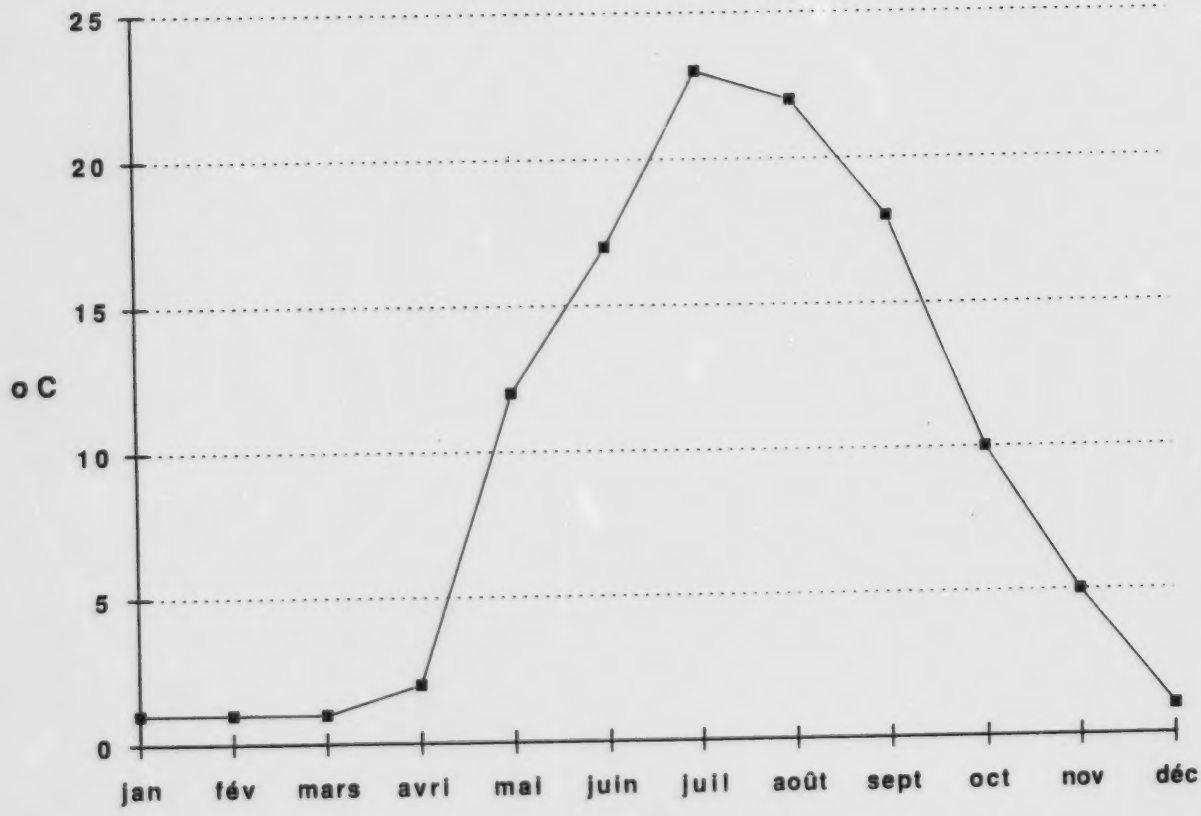

25
20
15
oC
10
5
0
jan
fév
mars
avri
mai
juin
juil
août
sept
oct
nov
déc

FIG. #2

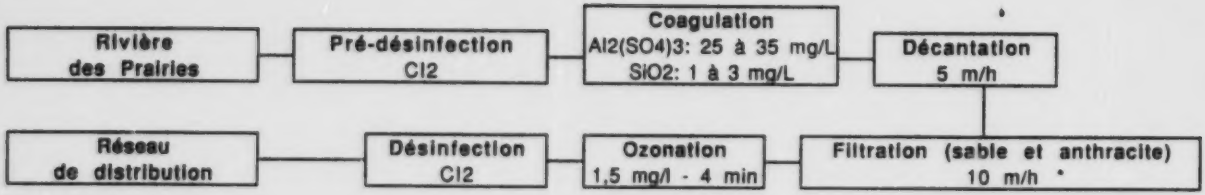

Rivière des Prairies
Pré-désinfection Cl2
Coagulation Al2(SO4)3: 25 à 35 mg/L SiO2: 1 à 3 mg/L
Décantation 5 m/h
Filtration (sable et anthracite) 10 m/h
Ozonation 1,5 mg/l - 4 min
Désinfection Cl2
Réseau de distribution

FIG. # 3

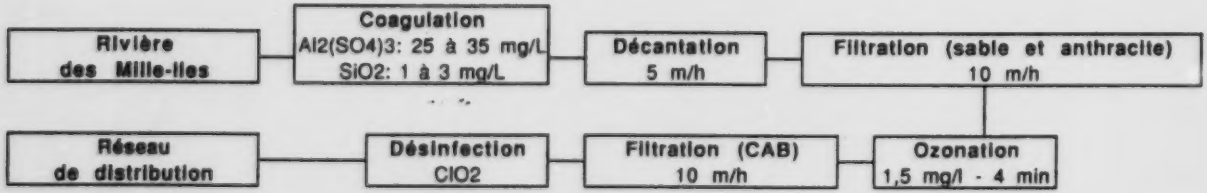

Rivière des Mille-Iles
Coagulation Al2(SO4)3: 25 à 35 mg/L SiO2: 1 à 3 mg/L
Décantation 5 m/h
Filtration (sable et anthracite) 10 m/h
Ozonation 1,5 mg/l - 4 min
Filtration (CAB) 10 m/h
Désinfection ClO2
Réseau de distribution

FIG # 4

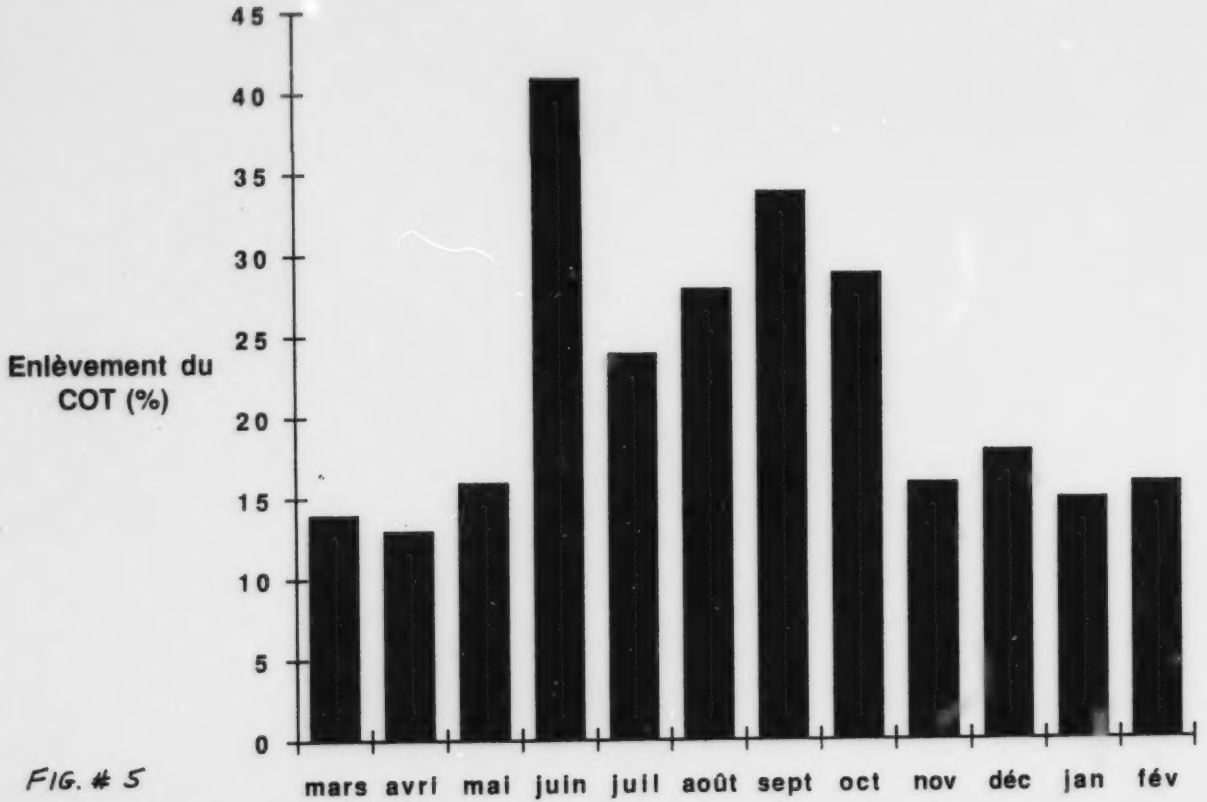

Enlèvement du COT (%)
45
40
35
30
25
20
15
10
5
0
mars
avri
mai
juin
juil
août
sept
oct
nov
déc
jan
fév

FIG. # 5

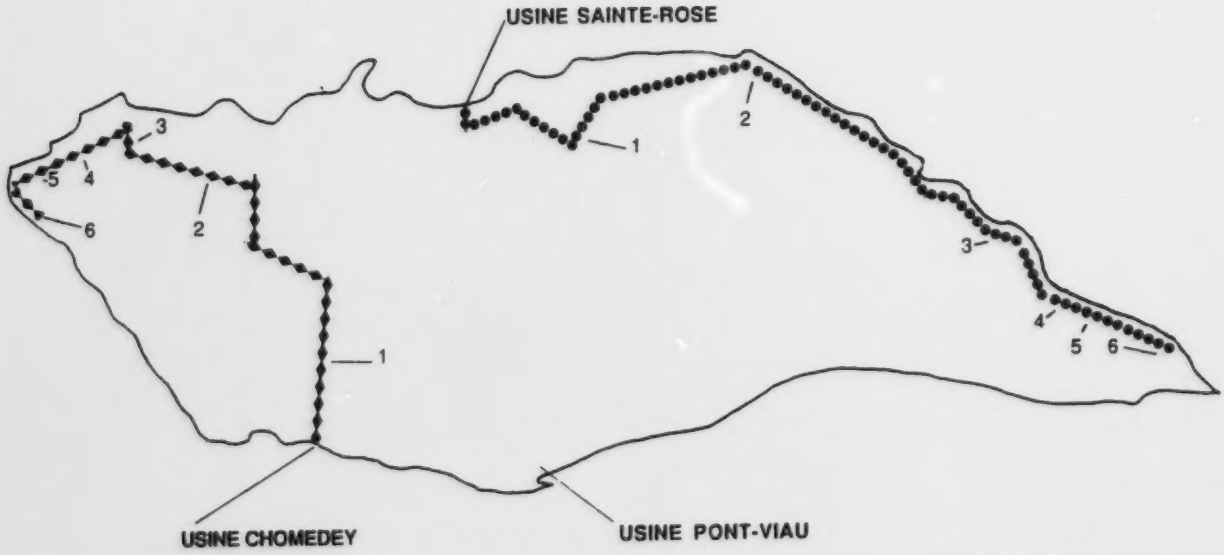

USINE SAINTE-ROSE
1
2
3
4
5
6
1
2
3
4
5
6
USINE CHOMEDEY
USINE PONT-VIAU

FIG. # 6

POINT D'ÉCHANTILLONNAGE	FILIERE BIOLOGIQUE	FILIERE CLASSIQUE
sortie de l'usine	0,0 h	0,0 h
1	2,0 h	1,9 h
2	7,6 h	6,7 h
3	11,3 h	7,9 h
4	14,9 h	9,7 h
5	18,9 h	11,1 h
6	21,8 h	15,4 h

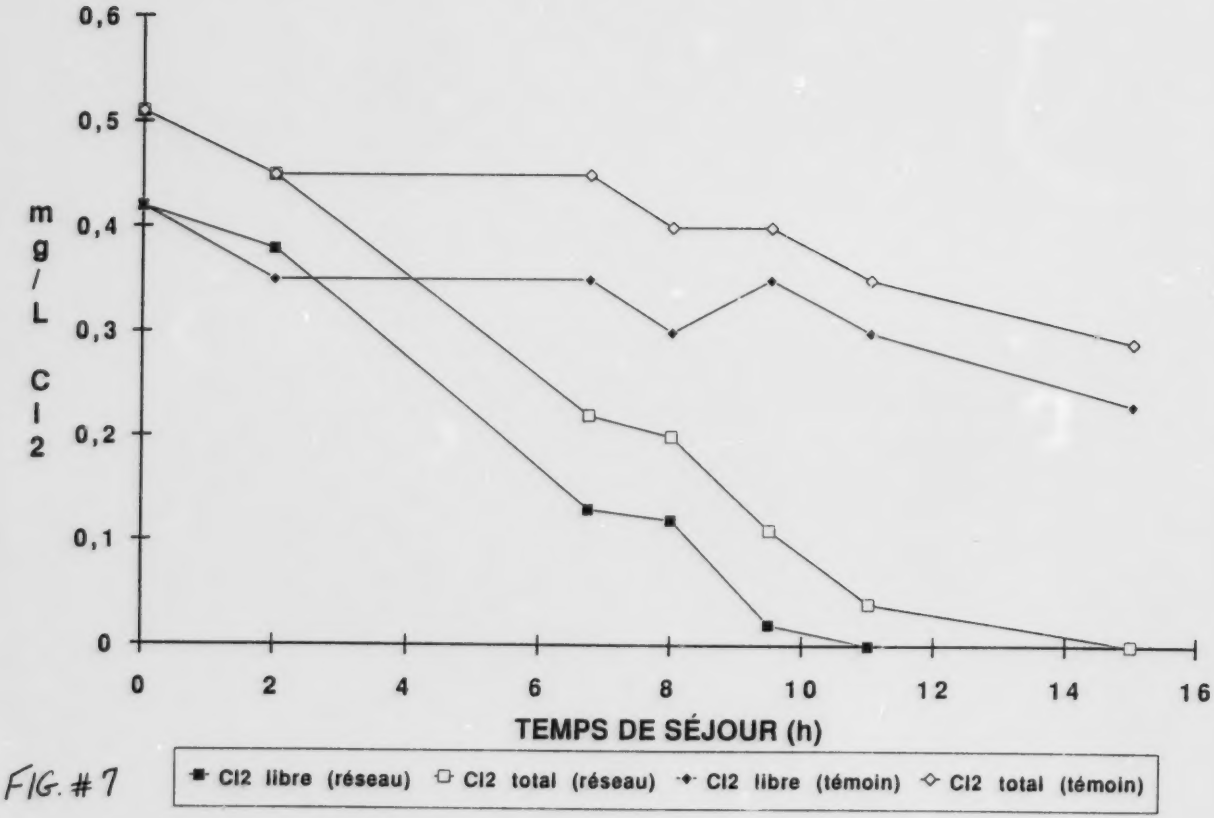

0,6
0,5
0,4
0,3
0,2
0,1
0
mg/L Cl2
0
2
4
6
8
10
12
14
16
TEMPS DE SÉJOUR (h)
Cl2 libre (réseau)
Cl2 total (réseau)
Cl2 libre (témoin)
Cl2 total (témoin)

FIG. #7

POINTS D'ÉCHANTILLONNAGE	TEMPS DE SÉJOUR (h)	SURFACE CUMULÉE (m2)	VOLUME CUMULÉ (m3)
Sortie usine Sainte-Rose	0	0	0
POINT #1	2	10 817	2 273
POINT #2	7,6	22 551	4 200
POINT #3	11,3	33 878	5 416
POINT #4	14,9	38 502	5 790
POINT #5	18,9	38 872	5 800
POINT #6	21,8	39 117	5 806
Sortie usine Chomedey	0	0	0
POINT #1	1,9	15 904	4 837
POINT #2	6,7	37 303	9 950
POINT #3	7,9	40 356	10 389
POINT #4	9,7	43 105	10 631
POINT #5	11,1	44 056	10 706
POINT #6	15,4	45 567	10 784

TABLEAU #4

PARAMETRES	TEMPS DE SÉJOUR	SURFACE CUMULÉE	VOLUME CUMULÉ	ORL *	TEMP. o C	COD	CODB
CODB	-0,43	-0,44	-0,45	0,26	-0,37	0,55	1
BHA	0,94	0,94	0,83	-0,28	0,91	-0,86	-0,52
Ln BHA	0,84	0,93	0,98	-0,44	0,87	-0,69	-0,3
EPI	0,85	0,71	0,61	0,39	0,79	-0,87	-0,34
Ln EPI	0,91	0,79	0,7	0,23	0,86	-0,94	-0,48
COD	-0,94	-0,86	-0,8	0,02	-0,94	1	0,55
CKR	0,14	-0,35	-0,42	1	-0,21	0,02	0,26
TURBIDITÉ	0,87	0,76	0,59	0,23	0,82	-0,82	-0,17
FER	0,74	0,54	0,48	0,01	0,7	-0,64	0,02
TEMPÉRATURE	0,98	0,97	0,92	-0,21	1	-0,94	-0,37

TABLEAU # 5

PARAMETRES	TEMPS DE SÉJOUR	SURFACE CUMULÉE	VOLUME CUMULÉ	ORT **	TEMP. o C	COD	CODB
CODB	-0,92	-0,84	-0,81	-0,88	-0,77	0,9	1
BHA	0,78	0,58	0,51	-0,78	0,61	-0,77	-0,76
Ln BHA	0,83	0,71	0,65	-0,83	0,52	-0,8	-0,88
EPI	0,91	0,85	0,8	-0,94	0,61	-0,83	-0,8
Ln EPI	0,91	0,9	0,85	-0,95	0,67	-0,81	-0,74
COD	-0,96	-0,78	-0,72	0,89	-0,84	1	0,9
CKR	-0,98	-0,95	-0,91	1	-0,8	0,89	0,88
TURBIDITÉ	-0,05	-0,04	0,11	0,15	0,2	-0,03	-0,18
FER	0,74	0,41	0,34	-0,6	0,71	-0,88	-0,71
TEMPÉRATURE	0,85	0,75	0,72	-0,8	1	-0,84	-0,77

* ORL: Oxydant résiduel libre
** ORT: Oxydant résiduel total

TABLEAU # 6

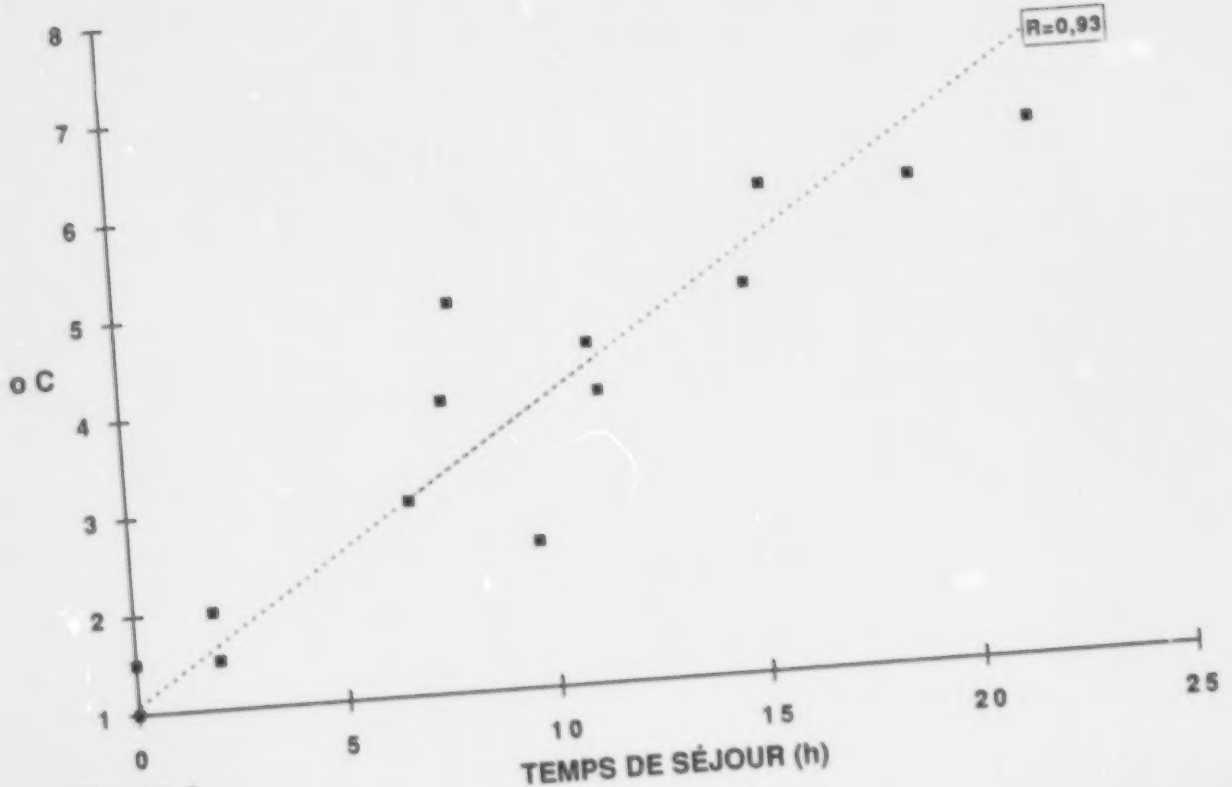


FIG. # 8

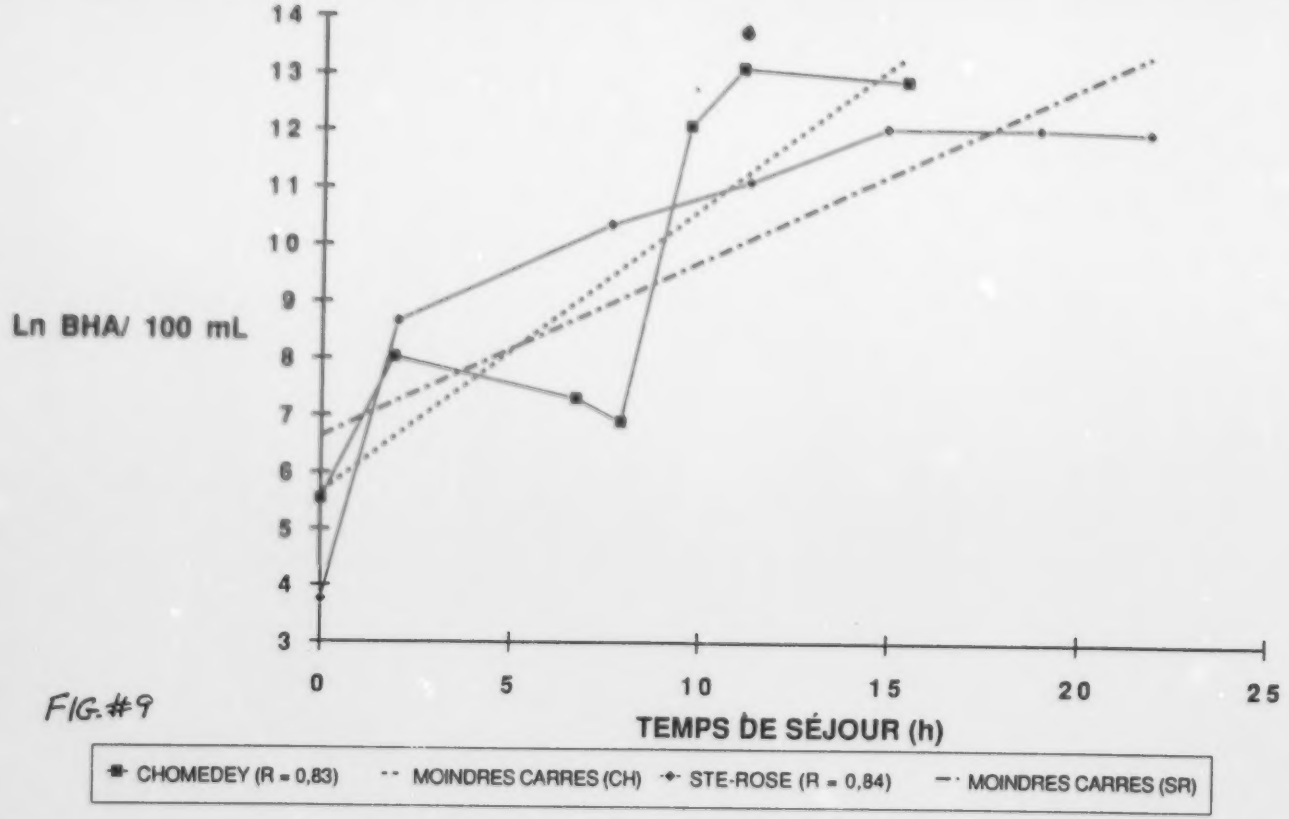

Ln BHA/ 100 mL
14
13
12
11
10
9
8
7
6
5
4
3
0
5
10
15
20
25
TEMPS DE SÉJOUR (h)
CHOMEDEY (R = 0,83)
MOINDRES CARRES (CH)
STE-ROSE (R = 0,84)
MOINDRES CARRES (SR)

FIG.#9

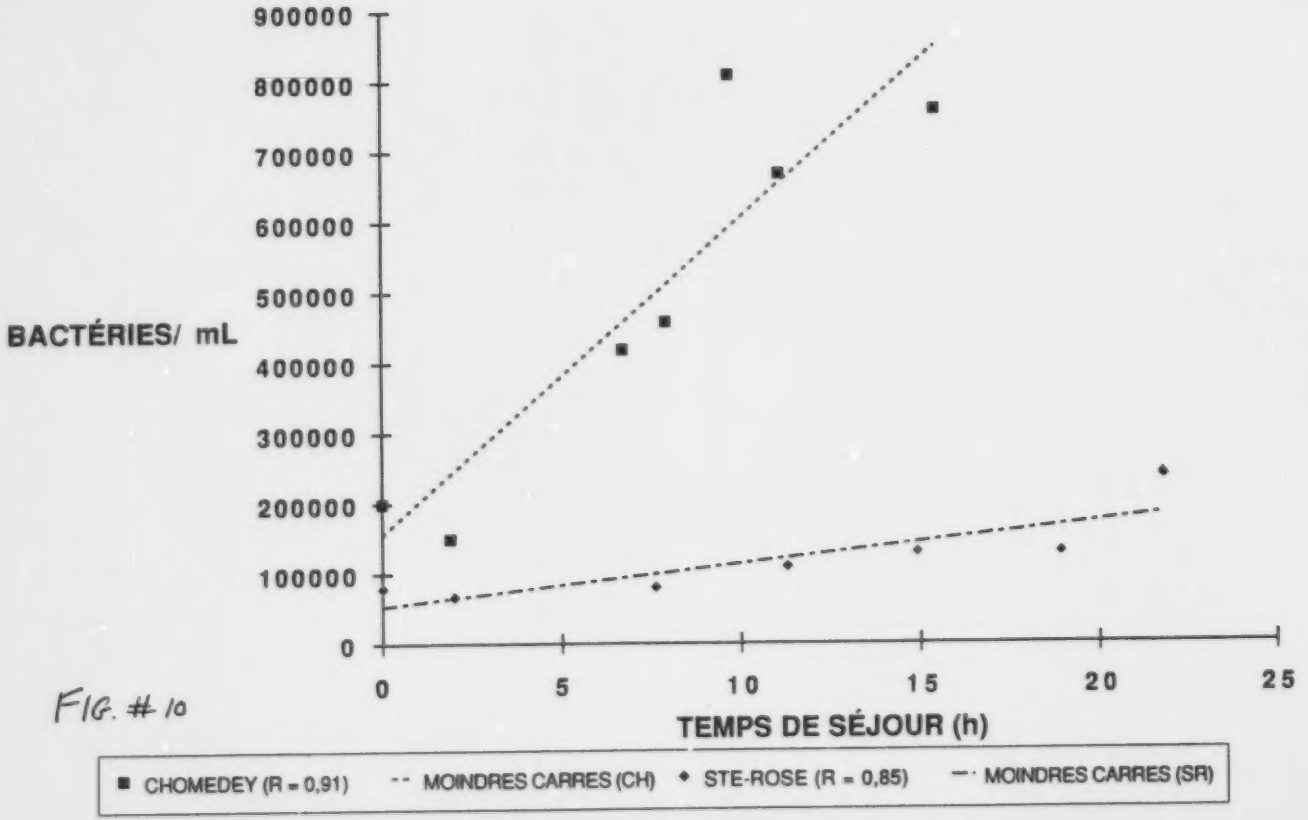

900000
800000
700000
600000
500000
400000
300000
200000
100000
0
BACTÉRIES/ mL
0
5
10
15
20
25
TEMPS DE SÉJOUR (h)
CHOMEDEY (R = 0,91)
MOINDRES CARRES (CH)
STE-ROSE (R = 0,85)
MOINDRES CARRES (SR)

FIG. # 10

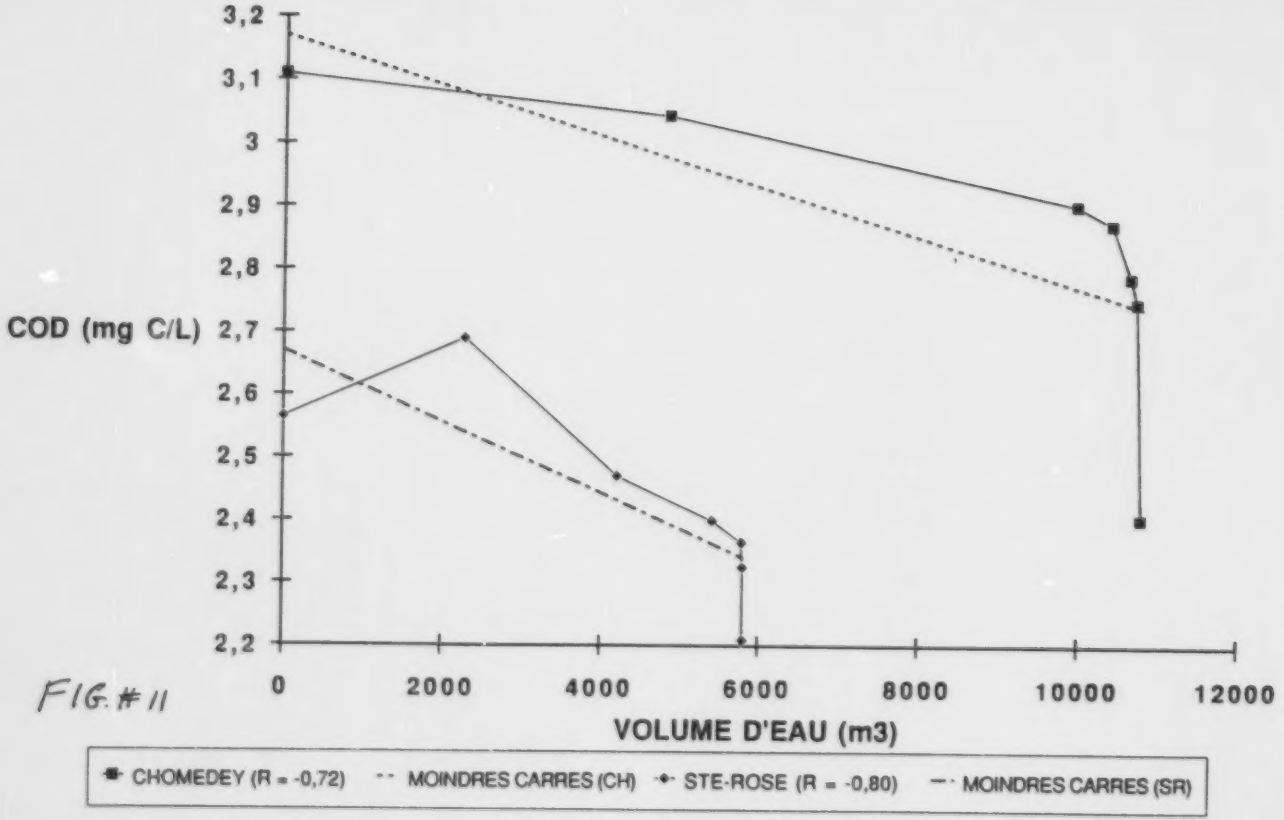

COD (mg C/L)
3,2
3,1
3
2,9
2,8
2,7
2,6
2,5
2,4
2,3
2,2
0
2000
4000
6000
8000
10000
12000
VOLUME D'EAU (m3)
CHOMEDEY (R = -0,72)
MOINDRES CARRES (CH)
STE-ROSE (R = -0,80)
MOINDRES CARRES (SR)

FIG. # 11

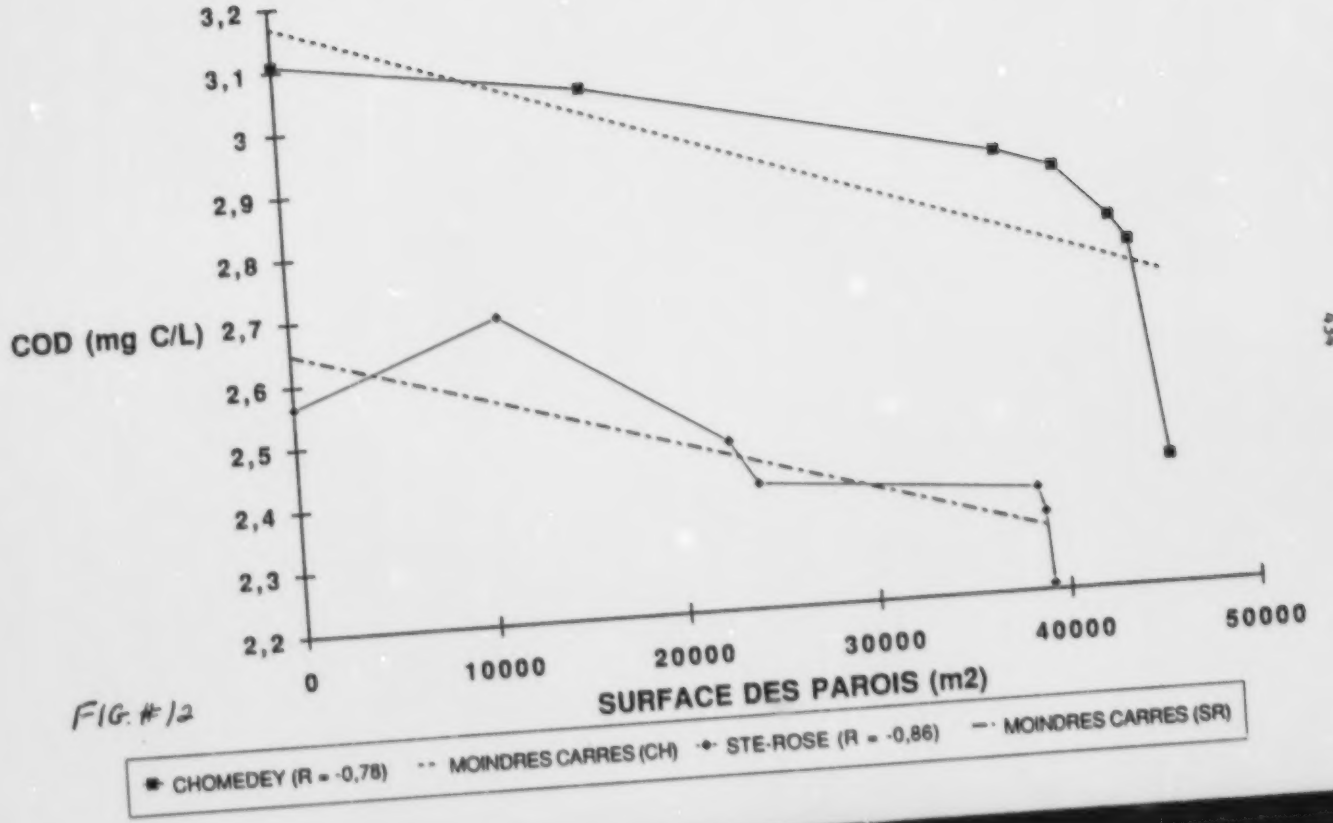

3,2
3,1
3
2,9
2,8
2,7
2,6
2,5
2,4
2,3
2,2
COD (mg C/L)
0
10000
20000
30000
40000
50000
SURFACE DES PAROIS (m2)
CHOMEDEY (R = -0,78)
MOINDRES CARRES (CH)
STE-ROSE (R = -0,86)
MOINDRES CARRES (SR)

FIG. #12

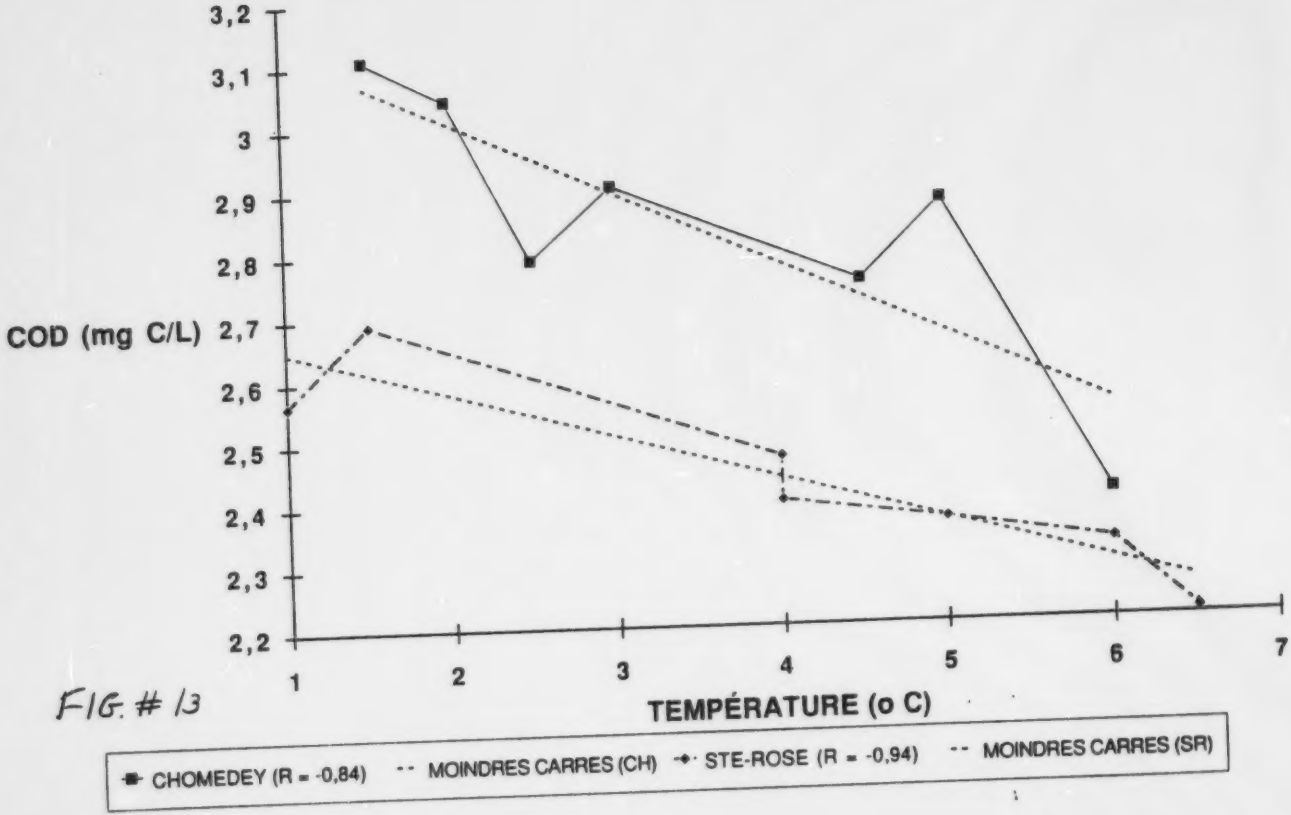

3,2
3,1
3
2,9
2,8
2,7
2,6
2,5
2,4
2,3
2,2
COD (mg C/L)
1
2
3
4
5
6
7
TEMPÉRATURE (o C)
CHOMEDEY (R = -0,84)
MOINDRES CARRES (CH)
STE-ROSE (R = -0,94)
MOINDRES CARRES (SR)

FIG. # 13

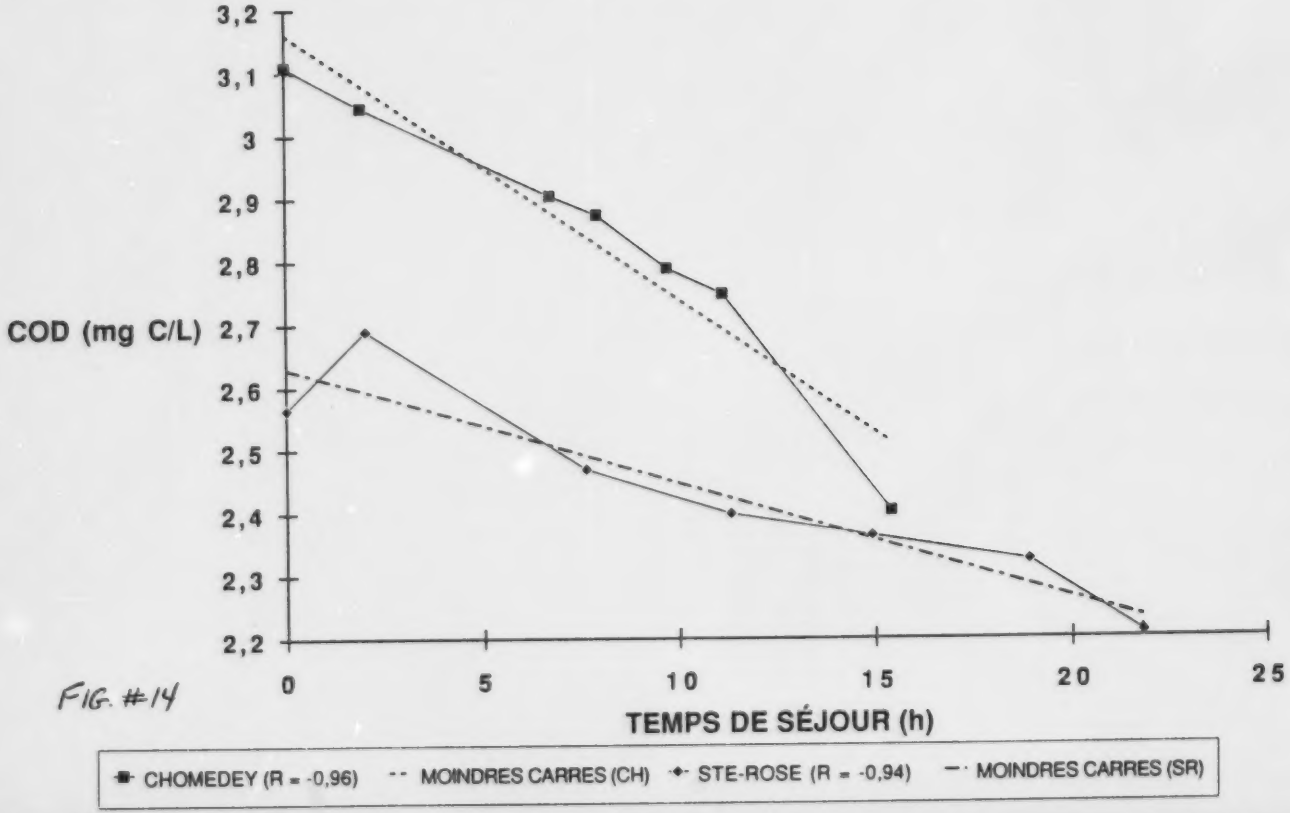

COD (mg C/L)
3,2
3,1
3
2,9
2,8
2,7
2,6
2,5
2,4
2,3
2,2
0
5
10
15
20
25
TEMPS DE SÉJOUR (h)
CHOMEDEY (R = -0,96)
MOINDRES CARRES (CH)
STE-ROSE (R = -0,94)
MOINDRES CARRES (SR)

FIG. #14

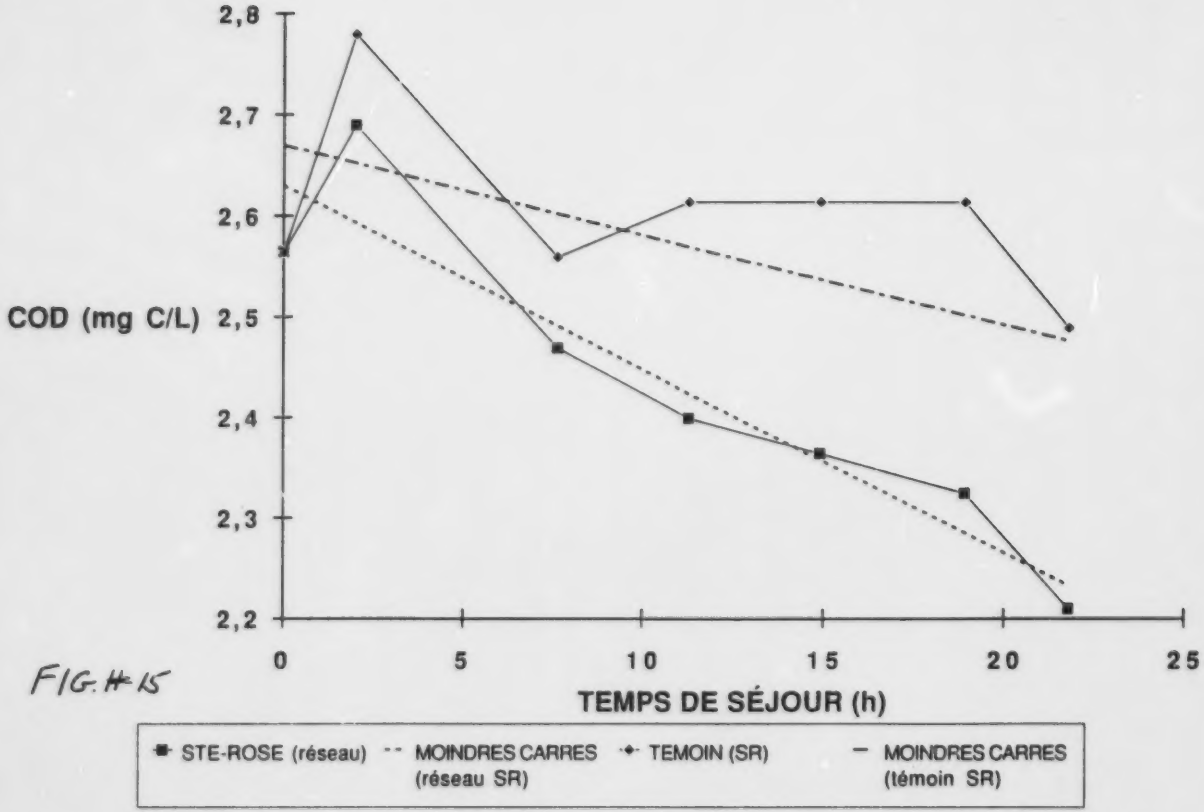

2,8
2,7
2,6
2,5
2,4
2,3
2,2
COD (mg C/L)
0
5
10
15
20
25
TEMPS DE SÉJOUR (h)
STE-ROSE (réseau)
MOINDRES CARRES (réseau SR)
TEMOIN (SR)
MOINDRES CARRES (témoin SR)

FIG. # 15

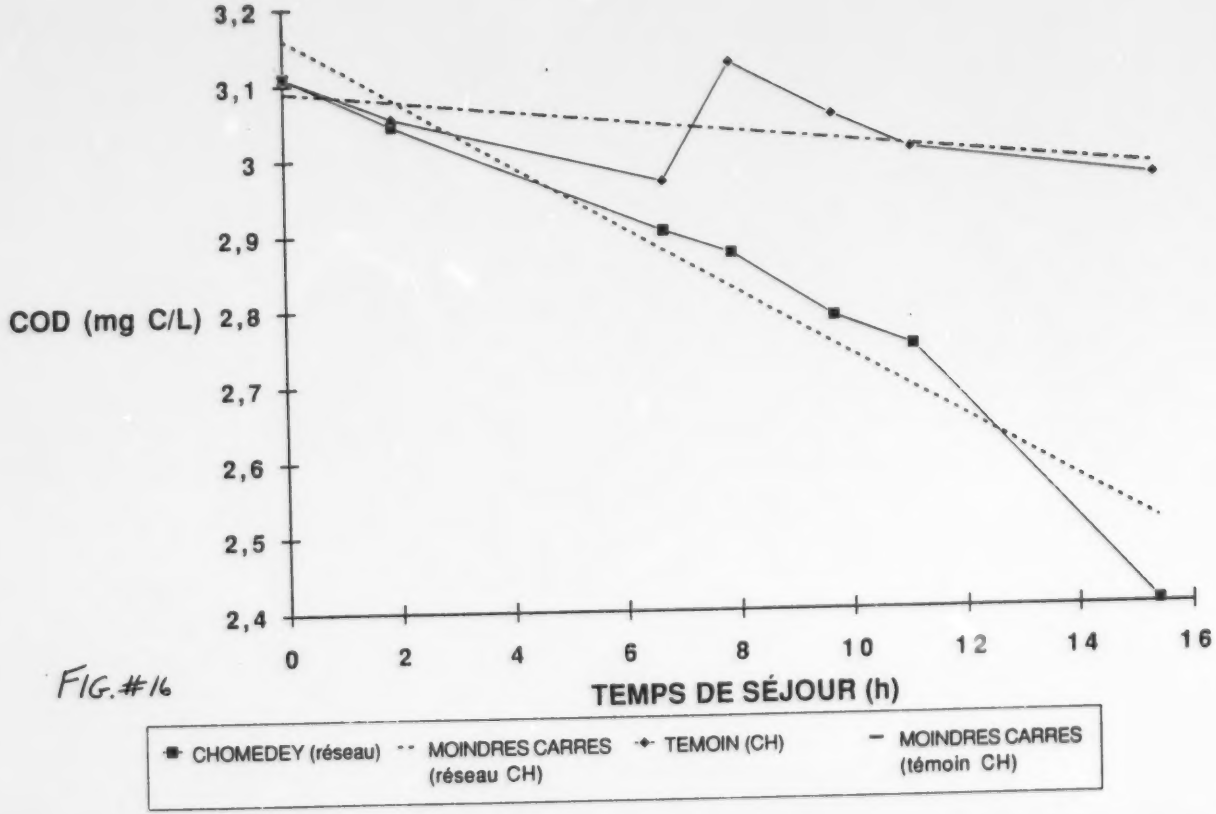

3,2
3,1
3
2,9
2,8
2,7
2,6
2,5
2,4
COD (mg C/L)
0
2
4
6
8
10
12
14
16
TEMPS DE SÉJOUR (h)
CHOMEDEY (réseau)
MOINDRES CARRES (réseau CH)
TEMOIN (CH)
MOINDRES CARRES (témoin CH)

FIG. #16

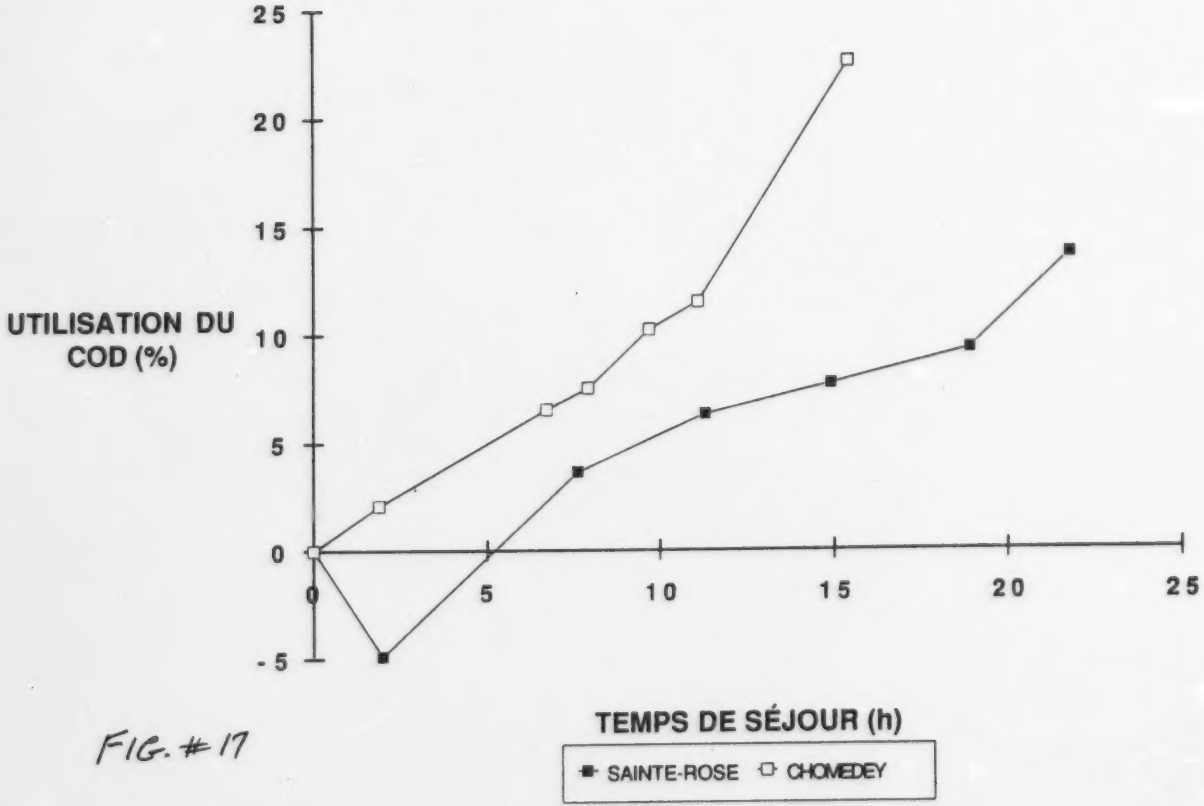

25
20
15
10
5
0
-5
UTILISATION DU COD (%)
0
5
10
15
20
25
TEMPS DE SÉJOUR (h)
SAINTE-ROSE
CHOMEDEY

FIG. # 17

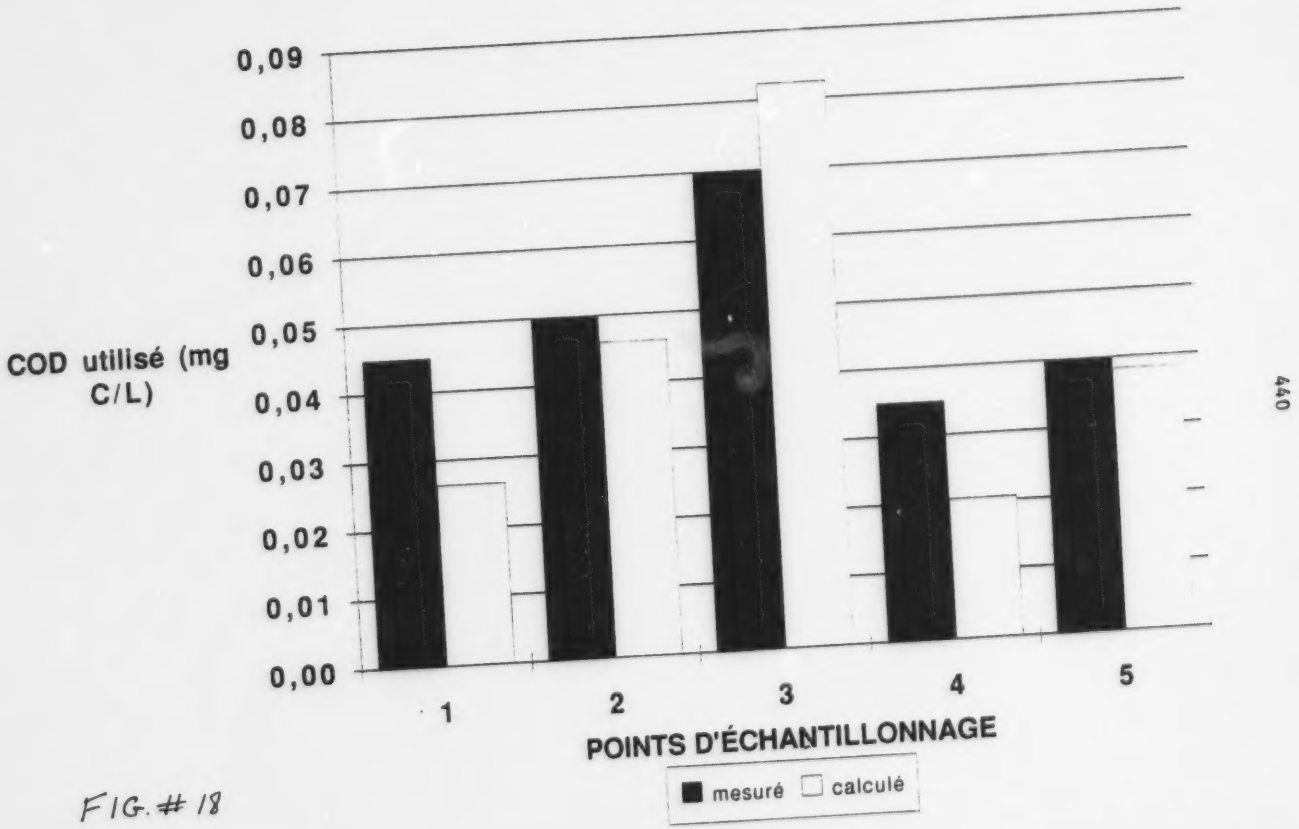

0,09
0,08
0,07
0,06
0,05
0,04
0,03
0,02
0,01
0,00
COD utilisé (mg C/L)
1
2
3
4
5
POINTS D'ÉCHANTILLONNAGE
mesuré
calculé

FIG. # 18

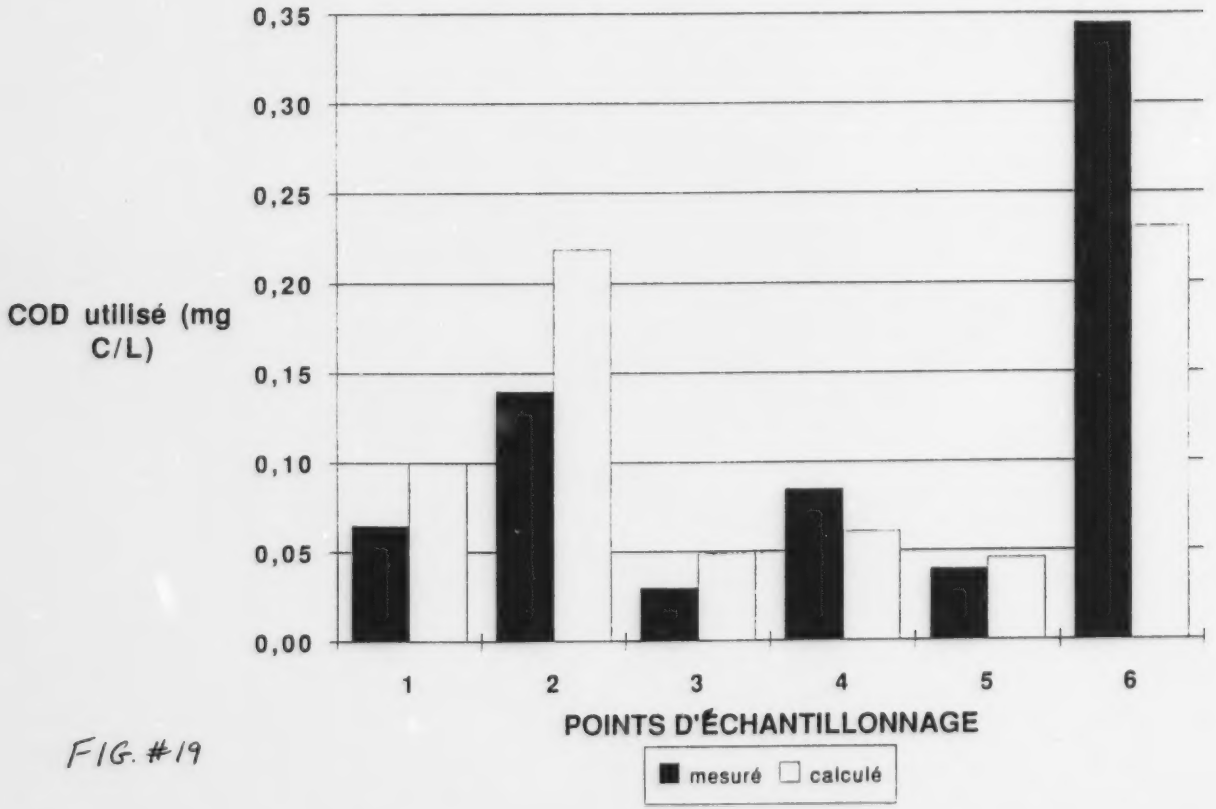

COD utilisé (mg C/L)
0,35
0,30
0,25
0,20
0,15
0,10
0,05
0,00
1
2
3
4
5
6
POINTS D'ÉCHANTILLONNAGE
mesuré
calculé

FIG. #19

Phénomène de recroissance bactérienne dans les systèmes de distribution d'eau potable au Québec

(Bacterial Regrowth Drinking Water Distribution Systems in Quebec)

N. Brassard, F. Gamache
et
A. Riopel
Environnement Québec

Texte non reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

ORIGIN AND CONTROL OF BACTERIA IN A DRINKING WATER DISTRIBUTION SYSTEM

Blaise J. Brazos and John T. O'Connor
Department of Civil Engineering, University of Missouri-Columbia
Columbia, Missouri 65211

INTRODUCTION

The present paper is a chronological review and discussion of the results of the authors previous research on microorganisms in drinking water sources and their removal by water treatment processes. The effect of seasonal variations in treatment efficiency on the organisms entering the distribution system and their subsequent fate has been the subject of several year-long evaluations. Overall, these studies have shown that most of the bacterial cells found in distributed water passed into the system through the treatment plant, particularly during periods of low source water temperature. The principal implication of these studies is that more effective removal of biotic particles during water treatment coupled with a bacteriostatic disinfectant residual will minimize microbial populations in the distribution system.

SURVEY OF MISSOURI WATER SUPPLY SYSTEMS

As part of a survey of microbiological quality of drinking waters in 53 public water utilities in Missouri, chemical and microbiological analyses were conducted by O'Connor, et al, in the winter of 1984. The survey, which provided the first extensive data base on total bacterial cell counts in raw, finished and distribution system water samples, yielded several unexpected results. Whereas surface water treatment plants achieved excellent reductions in turbidity, bacterial cell removals were far less complete. At one water treatment plant, where the raw water source contained 2.1×10^6 bacterial cells/ml, the filtered, finished water contained 1.5×10^5 cells/ml.

Equally surprising, the conventional microbial indicators (total coliform, fecal streptococcus, heterotrophic plate count) did not indicate the inability of the treatment processes to physically remove the bacterial cells. Instead, they appeared to confirm effective coagulation and filtration. Because these disparate results had not been anticipated, intermediate samples had not been taken within the treatment plant to gain insight into the relative effectiveness of the individual unit processes.

The 1984 survey also revealed that the bacterial populations found in individual distribution water systems reflected the variations in plant cell removal efficiency. This result made it necessary to redefine the concept of bacterial regrowth since it was evident that the populations of organisms observed throughout

the distribution system were most strongly related to the number entering with the source water. Where distribution systems exhibited microbiological problems, they appeared to be related to the failure of the treatment plant to provide cell removal, not to subsequent contamination of the distribution system.

Definition of Regrowth and Aftergrowth

To differentiate between the source of microorganisms found in distribution systems, a clear distinction must be made between *regrowth* and *aftergrowth*. Currently, the water utility industry uses *regrowth* and *aftergrowth* as synonyms to describe the increase in the number of organisms during distribution. Several studies indicated that the largest numbers (10^4 - 10^6 bacterial cells/ml) of organisms were entering the water distribution system through the well or filtration plant (O'Connor, et al, 1984; O'Connor, et al, 1985; Brazos and O'Connor, 1984). *Regrowth* organisms were defined as the community of active, disinfectant-injured, dormant and inactivated cells which had passed into the distribution system from the water source or treatment plant. After chlorine dissipation and time for metabolic repair, some of these cells could regain their ability to reproduce (regrow) under culture conditions. The subsequent growth of new organisms originating from those passing the treatment processes and surviving disinfection would similarly be classified as *regrowth* organisms.

Aftergrowth organisms were defined as those derived from the subsequent microbial contamination of distributed water by cells from distribution piping surfaces or external sources, such as cross-connections or back siphonage. *Aftergrowth* organisms are most frequently blamed for distribution system contamination problems. Although scientific evidence is generally lacking, sloughing of attached material containing microorganisms from pipe surfaces, rather than treatment plant failure, is viewed as primarily responsible for increased microbial populations during water transmission.As a result, flushing, rechlorination and main disinfection programs are undertaken for control when, perhaps, the organisms contributing to regrowth may be the root cause of distribution problems.

Since the adverse effects of microorganisms on drinking water quality due to regrowth can only be controlled at the treatment plant, it is important, for health protection as well as for operational purposes, to have methods for distinguishing between the two phenomena. Where significant numbers of microorganisms originating in surface waters penetrate and populate the distribution system, greater consideration must be given to potential health effects.

Survey of Missouri Water Supply Systems: Warm Water Conditions

Based on the 1984 (winter) survey results, the University of Missouri-Columbia and the Missouri Department of Natural Resources

undertook a second survey to observe the effect of warm water temperature on the microbial quality of drinking water (O'Connor, et al, 1985). Distribution system sampling was expanded to 83 Missouri water utilities to gain insight into the microbial ecology of water distribution systems. From sampling during the period of warm water temperature, it was found that bacterial cell removals had improved. However, both winter and summer data clearly showed that there was no relation between finished water bacterial cell counts and turbidities. Moreover, turbidity increases did not reflect increases in microbial growths during water distribution. These results created serious questions about the validity of using turbidity either as a primary microbiological drinking water standard or indicator of microbial growth during distribution.

SEASONAL EFFECTS ON TOTAL BACTERIAL REMOVALS IN A RAPID SAND FILTRATION PLANT

Based on the survey results, a comprehensive study was undertaken to observe seasonal variations in the removal of the total bacterial population by a water treatment plant. (Brazos, et al, 1986).

Materials and Methods

A 15-month study was undertaken at the Capital City Water Treatment Plant, Jefferson City, Missouri, over the period of March 1985 to May 1986. The Capital City Water Company plant at Jefferson City, Missouri, is a comprehensive, two-stage water treatment facility which is representative of treatment plants along the Missouri River. A simplified schematic flow diagram of the plant is given in Figure 1.

Treatment begins with presedimentation (plain sedimentation) in a basin where auxiliary chemicals, such as powdered activated carbon or potassium permanganate, are applied when tastes and odors develop in the river. Subsequently, lime is added in dosages sufficient for softening and ferrous sulfate is added as a coagulant. Chlorine is first added to establish a hypochlorous acid residual. After mixing and flocculation, primary sedimentation removes most of the calcium carbonate and iron coagulant sludge.

Secondary treatment, sometimes aided by the addition of lime, coagulant and activated carbon, follows primary recarbonation. Following secondary sedimentation, the water is recarbonated for a second time to achieve chemical stability. Finally, the water is chlorinated immediately prior to filtration through eight rapid sand filters.

Polyphosphate (0.5 g/m^3 as P_2O_5) is applied to minimize calcium carbonate build-up on filter sand. Ammonium sulfate is applied immediately prior to the clear well to form a chloramine residual

for distribution.

Filter flows are regulated by rate-of-flow controllers at 5-7m/h. Two filters are backwashed every night following a four-day filter cycle.

The treatment plant serves a community of approximately 30,000 with an annual average daily flow of 20,000 m^3/day from December 1985 to March 1986 and 24,000 m^3/day from June to September 1986. This reflects the seasonal variation in water use in Jefferson City and shows that the plant hydraulic loading is markedly lower in the winter. The plant operation is considered excellent and, despite the challenges offered by the Missouri River, the treatment plant often produces finished water with as little as 0.1 NTU, the quality goal adopted by the AWWA Board of Directors in 1968. (AWWA, 1968).

Results

Reduction in Total Coliform

Total coliform colonies in treated water, measured throughout the study, were so few in number as to be useless in evaluating treatment plant performance. No total coliform organisms were found in the plant effluent over the 15-month sampling period. Overall treatment efficiencies, calculated on the basis of reduction of coliform counts initially found in the Missouri River, would have consistently exceeded four orders of magnitude. These reductions would be far in excess of those indicated by turbidity, HPC or total bacterial cell count. However, the fraction of coliform reduction which was due to coliform organism *removal* is unknown. Presumably, coliform removals were comparable to the physical removals obtained of the total bacterial population.

Reduction in Total Bacterial Cell Counts

Figure 2 shows the total number of bacterial cells enumerated in *raw*, pretreated (softened, coagulated, flocculated, *settled*) and *filtered* Missouri River water. The data indicate that the raw water source consistently contained approximately 10^7 bacterial cells/*ml* throughout the year. Pretreatment (following sedimentation) was found to reduce this number by up to two orders of magnitude (99 percent; to 10^5) during the summer months. However, in the winter, as the earlier surveys had indicated, reductions in total bacterial cell counts averaged less than one order of magnitude.

For purposes of discussion and evaluation of plant process performance, bacterial removals less than 90 percent have been classified as "*poor*" removals, while up to 99 percent and 99.9 percent are rated "*fair*" and "*good*", respectively. By these definitions, overall bacterial removals are seen to be "*fair to good*" during warm weather and "*poor*" during the season of impaired

bacterial removal.

The ASCE manual on Water Treatment Plant Design confirms the expected performance standards (ASCE, 1969). It states that bacterial removal efficiency *"with proper pretreatment should exceed 99 percent"*. It also asserts that *"more than 98 percent of the polio virus is removed by flocculation and filtration ..."*.

Of special note is the importance of *pretreatment* in removing bacterial cells at Jefferson City. The filtration process had little ability to compensate for ineffective removal by pretreatment. In fact, only when pretreatment was working well did filtration appear to accomplish significant additional bacterial removals. During the period of impaired bacterial removal, when the need was greatest, filtration contributed least to overall plant bacterial removals.

TOTAL BACTERIA IN THE DISTRIBUTION SYSTEM

In conjunction with the study of filtration plant performance, the Jefferson City, Missouri, distribution system was sampled for total bacteria, HPC, turbidity and chloramine residual. This was an attempt to determine the relative contributions of regrowth and aftergrowth in a drinking water distribution system. (Brazos and O'Connor, 1987).

The bacterial populations in the clear well and at three representative distribution system sampling points are plotted as a function of time over a fifteen month period in Figure 3. The remarkable result is that all of the curves are virtually superimposed. This indicates that the total bacterial population found in the clear well (treated water) is reflected throughout the distribution system. These results confirm the consistency and reproducibility of the direct count methodology and demonstrate that the cells do not lyse during passage through the system.

Despite the fact that all samples were generally taken within 30 minutes of one another, it is evident that there were differences in the relative *"age"* of the distributed water following treatment. This *"age"* was equal to the travel time (ranging from hours to one day or more) in the distribution system. These differences in travel time obviously cause the observed bacterial counts at more remote locations to appear to *"lag"* during periods of improving or deteriorating bacterial removals at the treatment plant. Considering this delay, close examination of the curves appears to suggest an even closer relationship between total bacterial populations in finished and distributed water than is first evident. Most important, these results are a very strong indication that plant bacterial removal performance is the major factor which determines the population of organisms found in the distribution system. There was little evidence of significant recruitment of microorganisms (aftergrowth) from the distribution system piping or external sources.

REMOVAL OF PARTICLE-ASSOCIATED BACTERIA

Since the results of the distribution system evaluation clearly indicated that the bacterial population found throughout the distribution system were very close to the numbers discharged from the plant clear well, a study of water plant performance was undertaken in 1988 to evaluate the seasonal removal of particle-associated bacteria owing to the protection that particles may afford such microorganisms from the action of disinfectants. (Brazos and O'Connor, 1988).

Plant performance was evaluated with respect to the reduction of turbidity, HPC, total bacteria, planktonic and particle-associated bacteria, total particles, particles with associated bacteria and nematodes.

Results

Reduction in Turbidity

As observed in previous studies, turbidity reductions were generally greater than 99 and less than 99.9 percent. Finished water turbidities were always less than 1 NTU. On 42 of the 45 sample dates, turbidities were less than 0.3 NTU. Only a modest seasonal difference was observed with turbidities averaging 0.26 NTU in the winter and 0.07 NTU in the summer. Even starting with the high Missouri River water turbidity, it is evident that four orders of magnitude reductions in turbidity cannot be readily observed.

Reductions in Heterotrophic Plate Counts

Heterotrophic plate counts are reduced both by physical removal and the loss of organism viability due to the action of the disinfecting agents, chlorine and lime. The observed overall reduction in HPC is therefore greater than that obtained by the physical processes of coagulation, sedimentation and filtration alone. Even so, HPC reductions were not complete, but approximated the observed turbidity reductions.

Summer Missouri River source water HPC values averaged 21×10^3 CFU/mℓ, whereas finished waters averaged 8.5 CFU/mℓ, a 99.96 percent reduction. In the winter, finished water HPC increased to an average of 64 CFU/mℓ.

Removals of Total Bacteria

Raw water total bacteria averaged 12.9×10^6 cells/mℓ in the winter and 14.0×10^6 cells/mℓ (9 percent greater) at the higher summer temperature. Total cell removals averaged 92.3 percent in the winter and 99.85 percent in the summer, resulting in average finished water populations of 1.0×10^6 cells/mℓ and 21×10^3 cells/mℓ, respectively. Thus, total bacterial cell removals

declined 667x from raw water to finished water in the summer and only 13x in the winter.

Planktonic and Particle-Associated Bacteria

The study generated data which allows a preliminary assessment of the contribution of particle-associated bacteria to the total population of bacteria in source and finished water. It also permits comparison of PAB removal to HPC reductions. If most HPC colony-forming units, particularly following filtration and chlorination, were related to particle-associated bacteria, the overall reductions of PAB and HPC should be parallel.

In Missouri River water, PAB varied seasonally as a fraction of the total bacteria, as shown in Table 1. In the winter, PAB constituted approximately two-thirds of the total population while, in the summer, approximately one-third of the bacteria were particle-associated. The remaining cells were planktonic.

After softening, sedimentation and filtration, the populations of total and planktonic bacteria were essentially equal because more than 99.99 percent of the PAB had been removed. Planktonic bacteria, on the other hand, were reduced by 99.8 percent in the summer and 78 percent in the winter. Considering the smaller fraction of planktonic bacteria initially in the source water, winter removals were approximately two orders of magnitude less than in the summer.

Total Particles in Finished Water

The total number of particles larger than 3 μm in finished water ranged from 13 to 124/mℓ (average, 28/mℓ) in the summer. Winter values were higher ranging from 524 to 1870/mℓ (average, 1167/mℓ). Despite the 42-fold larger number of particles present in the winter, absolute numbers were low as compared to bacterial cell counts.

Removal of Particles with Associated Bacteria

An important index of performance evaluations for water treatment is the degree of removal of *particles* with associated bacteria. Presumably, the greater the number of bacteria which are associated with a particle, the greater the possibility that some cells will survive disinfection. Based on observations of the particle size and distribution of the numbers of bacteria attached, particles which had five or more attached bacterial cells were chosen to represent particles of potential health significance. This number was chosen because many of the particles with one or a few bacteria attached were small, often approaching the size of the cell itself. Potentially, such small particles would not afford significant protection from disinfection. Because their size and surface was sufficiently large to accommodate the attachment of more bacterial cells, particles with five or more attached cells were thought to be capable of effectively providing

protection for heterotrophic plate count bacteria, which coul include pathogenic organisms.

The enumeration of those particles with five or mor associated bacterial cells yielded some unexpected results. Durin the winter, of the total number of particles in the Missouri Rive with associated bacteria (1704), an average of 15 percent wer particles with five or more attached cells. In the summer, only percent of the particles with associated bacteria (1937) had mor than five attached cells.

The observed removals of the particles with more than fiv attached bacteria consistently exceeded 99.999 percent during bot summer and winter sampling seasons. However, the absolute numbe of particles with five or more attached bacteria was greater in th filtered water in the winter (2.5/mℓ) than in the summer (1.1/mℓ)

Many particles with attached bacteria, by their differen appearance from particles observed in the source water, appeared t be generated within the treatment plant. For example, particles o rust and microfloc were not present in Missouri River water. A estimated 54 and 63 percent of the particles with associate bacteria in the finished water appeared to be formed within th plant in the winter and summer, respectively. The calculate reductions (>99.999 percent) in particles greater than 3 μm wit five or more bacterial cells attached would be even greater i those particles generated in the plant were subtracted from th finished water totals. However, they were included in the finishe water totals because of their potential for protection fro disinfection. In order of abundance, the particles observed in th finished water included clumps of organic matter, clumps o bacteria, silt (winter), microfloc (winter), algae (summer), an nematodes (winter).

The total number of particles larger than 3 μm in the filtere water in the winter averaged 442/mℓ. This number is exclusive o the number of long, thin rods (possibly, Actinomycetes) whic appeared only in the winter. For the 16 days where data wa available for total particles > 3 μm, the number of particles wit five or more associated cells averaged 2.2/mℓ or 0.5 percent of th total. In the summer, the total number of particles larger tha 3 μm averaged only 28/mℓ whereas the number of particles with fiv or more associated bacteria averaged 1.1/mℓ or 3.9 percent of th total.

Nematodes

Nematodes were included in the count of particles with five o more particle-associated bacteria because of possible ingestion o bacterial cells by the worms. In the winter, 19 nematodes wer recovered in 18 samples (51 liters). In the summer, 14 nematode were recovered from 27 samples (153 liters). Therefore, nematod concentrations averaged 0.37/ℓ (range, 0-4/ℓ) in the winter an 0.09/ℓ (range, 0-0.5/ℓ) in the summer.

DISCUSSION

Effect of Temperature on Plant Performance

By every measure of particle removal, water treatment plant performance declines during cold weather. Table 2 shows the seasonal differences in removal in order of sensitivity of the parameter.

As noted earlier, in the filtered drinking water, the total bacterial cell count was essentially equal to the planktonic population due to the substantial removal of particles greater than 3 μm. The removal of planktonic bacteria, as a result, provided the most sensitive index of the failure of water treatment particle removal processes. Table 2 shows that the mean seasonal removals of the planktonic bacteria were almost 100-fold poorer in the winter than in the summer. Considering the comprehensive, two-stage treatment provided at this plant plus the reduced plant hydraulic loading in the winter, this result indicates significant failure of the water treatment processes in the removal of micrometer and, possibly, sub-micrometer biotic particles, such as unattached virus.

GENERATION OF PARTICLE-ASSOCIATED BACTERIA DURING DISTRIBUTION

The fourth of the series of seasonal studies at Jefferson City, Missouri, was directed at assessing the contribution of aftergrowth to the number of particles generated or recruited during distribution. In addition to the parameters previously measured, algal cells, carbon fines and particles larger than 3μm with five or more bacteria attached were enumerated. (Brazos and O'Connor, 1990).

Results

Conventional Parameters

On the average, both turbidity and HPC were reduced by approximately 99 percent by treatment. Most of observed reduction took place during sedimentation which is impaired at low temperatures.

During distribution, turbidity was found to increase marginally (0.12 NTU) whereas HPC declines by one-half. The decline in HPC may have resulted from the continued bacteriostatic action of the chloramine residual. HPC provided no evidence of either regrowth or aftergrowth under winter conditions.

A previous study showed that HPC did not increase significantly in the Jefferson City, Missouri, distribution system as long as the chloramine residual persisted (Brazos and O'Connor, 1987). Instead, rapid increases in HPC were only observed following depletion of the residual in household plumbing systems

(Brazos, et al., 1985).

While Missouri River water turbidities and heterotrophic plate colony counts were far higher in the summer, filtered water averages were as low as the winter averages (Table 3). During warm weather, approximately four order of magnitude reductions in both parameters were being achieved during treatment.

Since both the winter and summer mean values of *filtered* water turbidity and HPC were comparable, the dramatic seasonal temperature effects on their reductions during treatment were not readily evident. However, since summer Missouri River water turbidity and HPC values were 64 and 17 times greater than winter values, respectively, summer percent removals were proportionately higher than winter removals.

During distribution in the summer, turbidity was found to increase only slightly (+0.17 NTU). However, in contrast with the winter averages, HPC increased five-fold during distribution despite the persistence of a combined chloramine residual which averaged 0.4 g Cl/m^3 at the remote sampling site. In justifying the use of chloramine as a disinfectant, the long retention time in the distribution system has been cited as a factor which partially compensates for the poorer disinfecting capability of chloramine as compared with chlorine. From this reasoning, it would be inferred that heterotrophic plate count organisms entering the distribution system from the treatment plant would progressively decrease during distribution, especially during periods of warm water temperature when disinfection rates are accelerated. Observed increases in HPC during distribution could then only be interpreted as organisms *recruited* from the distribution system itself. These would, presumably, be aftergrowth organisms which were either *protected* from the disinfectant or resistant to it. Sloughed clumps of debris which would provide protection from the residual disinfectant would be recognized as particles with attached bacteria by direct microscopic count.

Although the observed increases in turbidity were small, they were consistent throughout the year. Since the water has been softened, the increase in turbidity may result from the post-precipitation of calcium carbonate. Alternately, the reagglomeration of iron floc or the recruitment of corrosion products from the mains may result in increased turbidities. Because they contribute little to light scattering, increases in bacterial populations are highly unlikely to have a measurable effect on increased turbidity during distribution (O'Connor, et al., 1985). Sporadically, increases in turbidity may be due to the ephemeral resuspension of accumulated settled sediments in the mains due to increased flow.

While coliform organisms are also used to evaluate distribution water quality, they were of no value in the present study since, as in previous studies, no coliform were found either

in the plant effluent or in the distribution system samples.

Total, Planktonic and Particle-Associated Bacteria

The total bacterial population of Missouri River water during the winter averaged approximately 6 x 10^6 cells/mℓ (Table 4). Of these, 39 percent were particle-associated and 61 percent were planktonic. After treatment, the filtered water contained approximately 10^6 planktonic bacteria/mℓ and few particle-associated bacteria. With small error, the total bacteria entering the distribution system was equal to the planktonic population. This number decreased by an average of 4 percent during distribution. There was no evidence of aftergrowth contributing to the total bacterial population. Instead, a slight degree of cell lysis is indicated. The low winter bacterial removals merely confirmed previous observations that the planktonic bacteria offer the greatest challenges to water treatment particle removal processes (Brazos and O'Connor, 1987, 1988). If the planktonic cells were not entrained in larger precipitates which form a settleable coagulant floc, they appeared to be able to penetrate filters almost completely.

Bacterial populations in the Missouri River were far higher in the summer, averaging 35 x 10^6 bacterial cells/mℓ or roughly six times the winter population (Table 5). Despite the far larger number of cells, a greater proportion (71 percent) were particle-associated. Partly because of the greater degree of attachment to particles, better physical removals might be expected. Bacterial removals were, however, far better than would have been predicted solely based on the higher percentage of attached cells present. As before, particle-associated cells were near-completely removed. In addition, the removal of planktonic cells increased dramatically with temperature, approaching an average of 98 percent.

Once more, the cells entering the distribution system were, predominantly, planktonic bacteria. During distribution, this population decreased an average of 20 percent, possibly due to lysis of dead cells. However, if one assumes that most of the planktonic bacteria had been killed by lime treatment and primary disinfection, an even larger fraction of the cells entering the distribution system might have been expected to lyse within two days.

Particles with Associated Bacteria

Although very small in number when compared with the population of total and planktonic bacteria entering the distribution system, the particles of greatest potential health significance are those with particle-associated bacteria attached. In order of decreasing abundance, those particles observed which might provide protection for organisms against disinfection include clumps of organic matter, clumps of bacteria, silt (in the winter), microfloc (winter), senescent algae (summer), post-precipitated

coagulant (summer) and nematodes (summer). The summer incidence of nematodes occurred during a period of high river flows under flood conditions when benthic deposits were resuspended. During this period, the nematodes were observed both in the finished and distributed water. The presence of nematodes is considered to be primarily related to flow rather than season. Flows in the winter in the Missouri River are lower than summer flows and are moderated by storage in large upstream reservoirs.

Total Particles Larger than 3 μm

The value of direct microscopic counting can be enhanced by using membrane separation techniques to assist in size fractionation of suspended material. For example, filtration of treated water samples through 3 μm membrane filters results in separation of the numerous planktonic bacteria (1 μm) from larger particles which are retained on the filter surface. This separation facilitates the characterization and photographing of the comparatively few larger particles retained.

From observation of the total number of particles larger than 3 μm, seasonal temperature effects are again readily evident as are changes during distribution (Table 6).

The numbers of total particles recovered on 3 μm membranes are similar to the numbers obtained using electronic particle counters (Cleasby, et al., 1989). The microscope, however, allows these numbers to be determined with great accuracy and reproducibility. A comparison of the averages of the total particle numbers shows that summer counts are only 15 percent of those observed in the winter. This result is yet another indication of the marked seasonal difference in the particles entering the distribution system.

Changes during distribution reverse with season, however. The average number of total particles larger than 3 μm decreased 9 percent during the winter, possibly due to sedimentation or attachment to pipe surfaces during periods of low flow. Conversely, the number of these particles increased during distribution in the summer. The calculated 58 percent particle increase was very small in absolute terms. The increase was only a fraction (one-eighth) of the observed increase in HPC, for example. While the increase in particles larger than 3 μm, coupled with the increase in HPC, indicates the possibility of a small degree of aftergrowth, it appears that the increase in particles during distribution is far too small to account for the observed five-fold increase in HPC.

Long Bacterial Rods and Algal Cells

The direct microscopic particle count allows identification of the major particle groups entering the distribution system. The data in Table 7 shows that long, needle-like bacterial rods were found to comprise about 31 percent of the total particles in the

winter and 61 percent in the summer. Algae constituted 54 percent of the total particles in the winter and 13 percent in the summer. Together, these two particles comprised the majority of the particles larger than 3 μm entering the distribution system.

The removal of algal cells during treatment was of special interest in this study because of their resemblance in size and, possibly, surface characteristics to the cysts of pathogenic protozoans. Summer algal cell removals which averaged 99.9 percent deteriorated to 95 percent under low temperature conditions. If there were parallelism between algal cell and cyst removal, winter conditions would limit removals to 1.3 logs. However, where water has been treated for particle removal, any remaining *Giardia* or *Cryptosporidium* cysts, while possibly resistant, are not likely to be entrained in larger, protective particles. They should, therefore, be more readily exposed to the applied disinfectant.

Particles with Five or More Attached Bacteria

From studies of the distribution of the number of bacteria attached to particles in raw Missouri River water, it was decided that particles with five or more bacteria attached might serve as an index of particles which might protect bacteria from disinfection (Brazos and O'Connor, 1988; Figure 35). The effective removal of such particles would, therefore, be especially important. The rationale for the selection of five or more attached cells was articulated in the previous study. Basically, the particles with five or more cells attached are larger (5-10 μm) silt and clay particles with some organic material present. Particles with less than five cells attached tended to approach the size of the cells themselves. Presumably, such small particles would offer little protection to the attached cells.

As indicated in Table 8, particles larger than 3 μm having five or more bacteria attached were removed with great efficiency both in winter and summer. Despite the fact that many more such particles were present in the source water in the summer, removals exceeded six orders of magnitude. The extensive removal of these particles confirms and quantifies the effectiveness of water treatment in removing particles which may protect bacteria from the action of disinfectants.

During distribution, an increase in the number of particles with five or more attached bacteria was observed only during the summer when the average number increased eleven-fold to 3.5 particles/mℓ. Even if all of this modest increase was attributable to particles recruited from the surface of distribution system piping, it would not represent a significant contribution of aftergrowth to bacterially-colonized particles in the distributed water. At most, this would contribute three colonies per milliliter to the heterotrophic plate count. This result is direct evidence that bacterial cell masses are not sloughing from distribution piping in significant numbers.

In previous studies, observations were made of increases in HPC following sample dechlorination (Brazos and O'Connor, 1987; Brazos, et al., 1985). Since HPC generally increased from approximately 10^2 per mℓ initially to over 10^6 after two days, it was concluded that most of the increase in HPC resulted from regrowth of organisms which had originally entered the system as planktonic bacteria. The aftergrowth contribution of the distribution system to the HPC observed following dechlorination would be expected to be negligible based on the few colonized particles observed. Instead, regrowth, as indicated by increased HPC, could be minimized by enhanced removal of the planktonic bacteria entering the distribution system.

Removal of Bacteria on Particles

The number of bacteria on particles having five or more attached cells averaged 11 percent of the total bacteria in the Missouri River water during the winter and 21 percent in the summer (Table 9). While the challenge of these protected bacteria was significant year-round, these bacteria were essentially absent (less than 10^4 cells/mℓ) in the filtered water. If such bacteria are indeed an index of the cells which are most likely to transmit waterborne disease, then their removal to the extent of more than 99.9 and 99.99 percent in the winter and summer, respectively, is reassuring.

Summary of Results of Treatment Plant Performance Evaluation

The adverse effect of low temperature on water treatment effectiveness is evident from the percent reductions obtained with respect to each parameter tested. While the absolute value of filtered water turbidity showed little seasonal effect because summer raw water turbidity values were higher than winter values, turbidity treatment plant reductions were two orders of magnitude greater in the summer as shown in Table 10. A comparison of the differences in seasonal reductions indicates that planktonic bacteria, total bacteria and algal cell removals would be the most critical parameters for assessing water treatment plant performance.

Of the parameters investigated, the planktonic bacteria appear to be the most sensitive for optimization of integrated water treatment particle removal processes. These dispersed sub-micrometer particles will particularly challenge the coagulation (destabilization)-flocculation (agglomeration) processes. Studies of the removal of the larger algal cells may be more appropriate for estimating the effectiveness of removal of pathogenic protozoans of similar size. The comparative removal of virus particles under these varying conditions remains unknown.

Summary of Results of Distribution System Evaluation

Based on the recovery of particles from distributed water on

3 μm membranes, it is evident that biotic particles, including the long bacterial rods and algal cells, are predominant (Table 11). This contrasts with the Missouri River source water where abiotic particles predominate.

As previously indicated, distribution piping contributed little to the numbers of particles observed. This is an important result with respect to understanding the microbial ecology in the water distribution system.

Powdered Activated Carbon

During the study, powdered activated carbon was fed for "*taste and odor*" control over a six-day period. Particle counts, reported in Table 12, were made to determine the number of carbon particles ("*fines*") in settled, filtered and distributed water. Although the numbers were not high, the carbon particles could be readily detected and enumerated by microscopic counting. Electronic particle counters would not be able to separately identify or enumerate the carbon fines. In addition, particles formed by post-precipitation of calcium carbonate or coagulant, which were not present in the source water, would confound electronic particle counter-generated information.

Nematodes

Nematodes were enumerated in 2 to 6 liter samples of filtered, stored (clear well) and distributed water (Table 13). Allowing for two days travel in the distribution system, the comparative nematode count averaged 15 per liter in the filtered water and 8 per liter at the distribution system sampling point (Table 13). The decrease could have been due to sedimentation. However, an average of 14 nematodes per liter were recovered from the clear well where sedimentation would most likely occur. Alternately, the decrease in the number of nematodes during distribution may indicate lysis of the organism. Such lysis would contribute to the dissolved organic carbon content of the water during distribution. More complete nematode removal might reduce their contribution to biologically assimilable organic carbon in the distribution system.

DISCUSSION

Implications for Biodegradable Organic Carbon in the Distribution System

The penetration of the distribution system by bacterial and algal cells, as well as nematodes and organic debris, has implications for the contribution of particulate organic carbon to the distribution system ecosystem. The results of the studies at Jefferson City, Missouri, strongly indicate that the presence of a persistent chloramine residual precludes bacterial growth in their distribution system. However, on depletion of the disinfectant residual, as in household plumbing systems, bacterial regrowth proceeds rapidly.

REFERENCES

ASCE, AWWA, CSSE, (1969) Water Treatment Plant Design, p. 122.

AWWA (1968) Statement of Policy, Quality Goals for Potable Water, *J.AWWA* 60:1316.

Brazos, B.J., and O'Connor, J.T., (1984), "Enumeration Methods for Bacteria in Water Distribution Systems." *AWWA Ann. Conf., Dallas, Texas.*

Brazos, B.J., O'Connor, J.T., and Abcouwer, S., (1985), "Kinetics of Chlorine Depletion and Microbial Growth in Household Plumbing Systems," *"Proc. AWWA WQTC, Houston, Texas.*

Brazos, B.J. and O'Connor, J.T. and Lenau, C.W., (1986) "Seasonal Effects on Total Bacterial Removals in a Rapid Sand Filtration Plant,"*Proc. AWWA WQTC, Portland, Oregon.*

Brazos, B.J. and O'Connor, J.T. (1987), "Relative Contributions of Regrowth and Aftergrowth to the Number of Bacteria in a Drinking Water Distribution System," *Proc. AWWA WQTC, Baltimore, Maryland.*

Brazos, B.J. and O'Connor, J.T., (1988) "Seasonal Effects on Removal of Particle-Associated Bacteria in a Rapid Sand Filtration Plant,"*Proc. AWWA WQTC, St. Louis, Missouri.*

Brazos, B.J. and O'Connor, J.T., (1990) "Seasonal Effects on the Generation of Particle-Associated Bacteria During Distribution,"*Proc. AWWA WQTC, San Diego, California.*

Cleasby, J.L., et al., (1989) "Design and Operation Guidelines for Optimization of the High-Rate Filtration Process: Plant Survey Results", *AWWA Research Foundation Report.*

O'Connor, J.T. Brazos, B.J., Ford, W.C., Dusenberg, L.L., and Summerford, B.E., (1984) "Chemical and Microbiological Evaluations of Drinking Water Systems in Missouri," *Proc. AWWA WQTC, Denver, Colorado.*

O'Connor, J.T., Brazos, B.J., Ford, W.C., Plaskett, J.L., and Dusenberg, L.L., (1985) "Chemical and Microbiological Evaluations of Drinking Water Systems in Missouri: Summer Conditions," *"Proc. AWWA Ann. Conf., Washington, D.C.*

Table 1 **Planktonic and Particle-Associated Bacteria in Missouri River Water (Mean Values)**

Season	Bacteria 10^6 cells/mℓ			Particle-Associated Bacteria % of Total
	Total	Planktonic	Particle-Associated	
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)
Winter	12.9	4.6	8.3	64
Summer	14.0	9.5	4.5	32

Table 2 **Comparison of the Seasonal Effect of Temperature on Various Measures of Finished Water Quality**

Finished Water Parameter (1)	Winter (Mean Value) (2)	Summer (Mean Value) (3)	Winter/Summer Ratio (4)
[Total Particles > 3μm], Number/mℓ	1793	28	64:1
Total Bacteria, cells/mℓ	1×10^6	21×10^3	50:1
HPC, CFU/mℓ	64	8.5	8:1
Turbidity, NTU	0.26	0.07	4:1
Nematodes, Number/mℓ	0.37	0.09	4:1
Temperature, °C	4.7	29.5	---

Table 3 **Average Summer Turbidity and HPC Reductions by Treatment and Changes During Water Distribution**

Sample (1)	Turbidity (NTU) (2)	HPC (CFU/ml) (3)
Missouri River	1200	629000
Filtered Water	0.15	170
% Reduction (Summer)	99.99	99.97
Distribution System	0.32	882
Change during Distribution (Δ)	(+0.17)	(+712)

Table 4 **Total, Planktonic and Particle-Associated Bacteria: Average Winter Removals by Treatment and Changes During Distribution**

Sample (1)	Bacteria by Direct Count (10^6 cells/mℓ)		
	Total (2)	Planktonic (3)	Particle-Associated (4)
Missouri River	5.90	3.58	2.32
Filtered Water	0.95	0.95	0.00
% Reduction (Winter)	83.9	73.5	>99.9
Distribution System	0.91	0.91	0.00
Change During Distribution (Δ)	(-0.04)	(-0.04)	(0.00)

Table 5 **Total, Planktonic and Particle-Associated Bacteria: Average Winter Removals by Treatment and Changes During Distribution**

Sample (1)	Bacteria by Direct Count (10^6 cells/mℓ)		
	Total (2)	Planktonic (3)	Particle-Associated (4)
Missouri River	34.6	10.1	24.5
Filtered Water	0.24	0.24	0.00
% Reduction (Summer)	99.3	97.6	>99.99
Distribution System	0.19	0.19	0.00
Change During Distribution (Δ)	(-0.05)	(-0.05)	(0.00)

Table 6 **Total Particles Larger than 3 μm in Filtered and Distributed Water**

Sample (1)	Total Particles > 3 μm (number/mℓ)	
	Winter (2)	Summer (3)
Filtered Water	1229	186
Distribution System	1116	293
Change During Distribution (Δ)	(-113)	(+107)

Table 7 **Seasonal Occurrence of Long Bacterial Rods and Algae in Filtered and Distributed Water**

Sample (1)	Long Bacterial Rods (cells/mℓ)		Algae (cells/mℓ)	
	Winter (2)	Summer (3)	Winter (4)	Summer (5)
Missouri River	---	---	14500	28700
Filtered Water	380	113	659	25
% Removal	---	---	95.2	99.91
Distribution System	405	97	542	25
Change During Distribution (Δ)	(+25)	(-16)	(-117)	(0)

Table 8 **Seasonal Occurrence of Particles Larger Than 3 μm Having Five or More Bacteria Attached**

Sample (1)	Particles >3 μm Having ≥5 Bacteria Attached (number/mℓ)	
	Winter (2)	Summer (3)
Missouri River	74400	610000
Filtered Water	1.93	0.31
% Removal	99.997	99.99995
Distribution System	1.87	3.51
Change During Distribution (Δ)	(-0.06)	(+3.20)

Table 9 **Removal of Bacteria on Particles**

Sample (1)	Bacteria on Particles Hosting ≥ 5 Cells 10^6 cells/mℓ	
	Winter (2)	Summer (3)
Missouri River	0.67	7.38
Filtered water	0.00	0.00
% Reduction	> 99	> 99.9

Table 10 **Summary of Seasonal Reductions Achieved During Treatment of Missouri River Water**

Treatment Parameter (1)	Reductions during Treatment (Percent)	
	Winter (2)	Summer (3)
Conventional:		
Turbidity	98.8	99.98
HPC	99.6	99.97
Direct Microscopic Counts:		
Total Bacteria	83.9	99.3
Planktonic Bacteria	73.5	97.6
Particle-Associated Bacteria	>99.9	>99.99
Particles w/≥5 Bacteria Attached	99.997	99.99994
Algal Cells	95.2	99.91

Table 11 **Seasonal Differences in Particles Found in the Jefferson City, Missouri Water Distribution System**

Parameter (1)	Particles (number/ml)	
	Winter (2)	Summer (3)
Total Particles larger than 3 μm	1116	293
Long Bacterial Rods	405	97
Algal Cells	542	25
Particles larger than 3 μm with ≥5 Bacteria Attached	1.9	3.5

Table 12 **Carbon Fines in Treated and Distributed Water**

Sampling Date (1)	Carbon Fines (Particles/ml)		
	Settled (2)	Filtered (3)	Distribution System (4)
12-17 February[a]	0	0	0
19 February	19000	321	31
20 February	1780	1620	1620
21 February	----	10	20
22 February	----	8	13
23 February[a]	11	29	13
24 February	----	2	49
25 February	----	2	15
26 February	----	2	16
27 February	----	0	13

[a] Powdered activated carbon was added prior to sedimentation during the period, 17-23 February 1989

Table 13 Nematodes in Treated Water

Sampling Date (1)	Nematodes (number/ℓ)		
	Filtered (2)	Clear Well (3)	Distribution System (4)
31 August	6	8	1 [a]
1 September	21	15	2 [a]
2 September	18	24	12
3 September	22	25	13
4 September	18	19	14
5 September	7	11	5
6 September	3	5	2
7 September	2	2	3
8 September	0.5	3	0.5
9 September	30	9	1
10 September	24 [a]	21 [a]	1
11 September	38	33	1
12 September	56 [a]	--	--
13 September	66 [a]	--	34
14 September	--	--	13 [a]
15 September	--	--	1 [a]
16 September	--	--	31 [a]
Average (n=11)	15	14	8

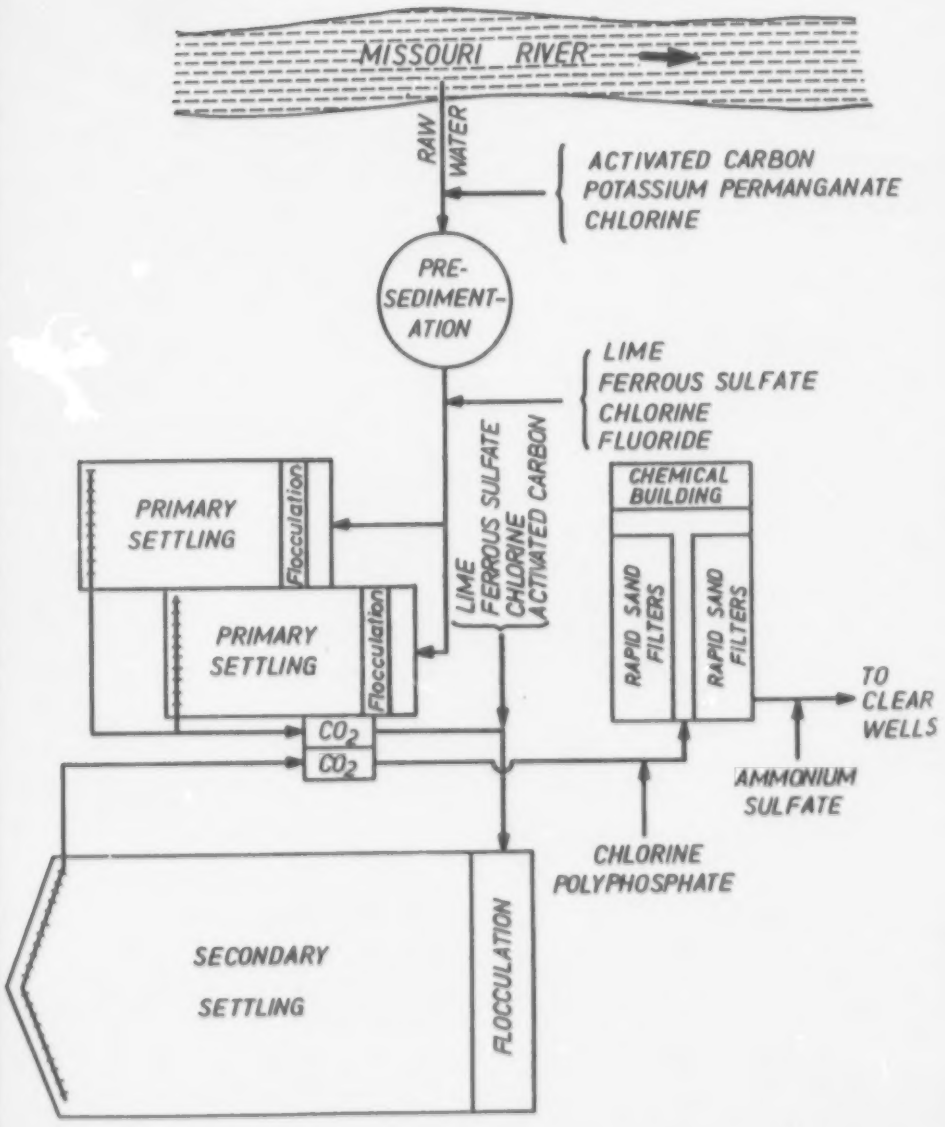
[a] Not included in average for lack of comparative data.

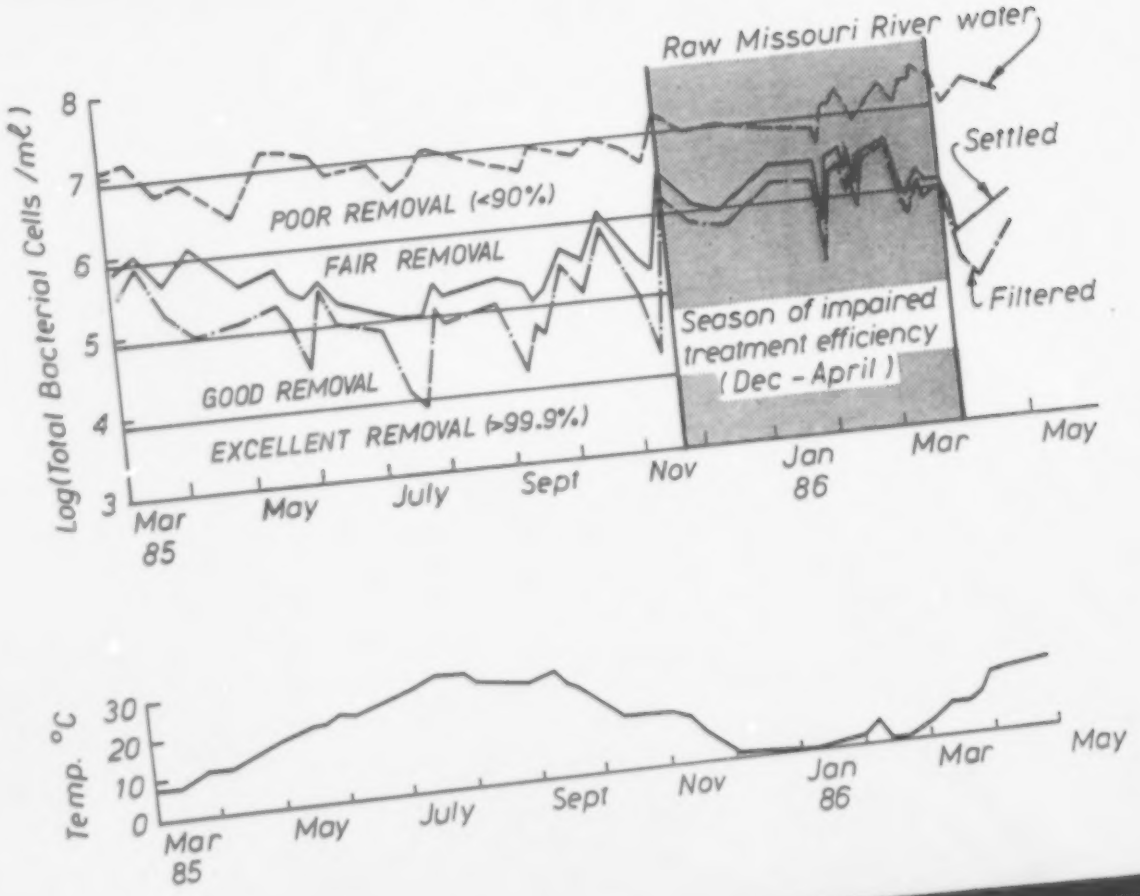
LIST OF FIGURE CAPTIONS

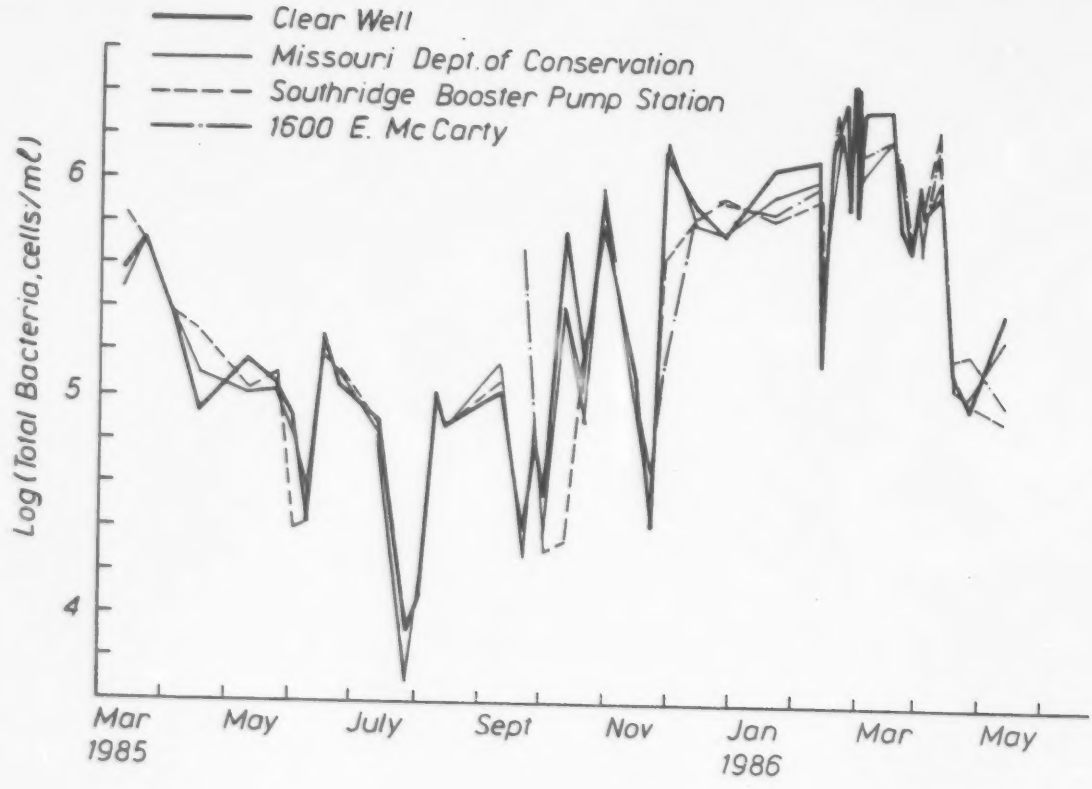
Figure 1 Schematic Flow Diagram of Capital City Water Treatment Plant, Jefferson City, Missouri

Figure 2 Total Bacterial Cell Count in Raw, Settled and Filtered Missouri River Water

Figure 3 Total Bacteria in Clear Well and Distribution System, Jefferson City, Missouri.


MISSOURI RIVER
RAW WATER
ACTIVATED CARBON
POTASSIUM PERMANGANATE
CHLORINE
PRE-SEDIMENT-ATION
LIME
FERROUS SULFATE
CHLORINE
FLUORIDE
PRIMARY SETTLING
Flocculation
PRIMARY SETTLING
Flocculation
LIME
FERROUS SULFATE
CHLORINE
ACTIVATED CARBON
CHEMICAL BUILDING
RAPID SAND FILTERS
RAPID SAND FILTERS
TO CLEAR WELLS
CO_2
CO_2
AMMONIUM SULFATE
CHLORINE POLYPHOSPHATE
SECONDARY SETTLING
FLOCCULATION


Raw Missouri River water
Settled
Filtered
Log(Total Bacterial Cells /mℓ)
8
7
6
5
4
3
POOR REMOVAL (<90%)
FAIR REMOVAL
GOOD REMOVAL
EXCELLENT REMOVAL (>99.9%)
Season of impaired treatment efficiency (Dec - April)
Mar 85
May
July
Sept
Nov
Jan 86
Mar
May
Temp. °C
30
20
10
0
Mar 85
May
July
Sept
Nov
Jan 86
Mar
May


Clear Well
Missouri Dept. of Conservation
Southridge Booster Pump Station
1600 E. Mc Carty
Log (Total Bacteria, cells/mℓ)
6
5
4
Mar
1985
May
July
Sept
Nov
Jan
1986
Mar
May

TOXIC CHEMICAL
SPECIALISTS

ECO LOGIC

DEMONSTRATION TESTING OF A THERMAL GAS PHASE REDUCTION PROCESS

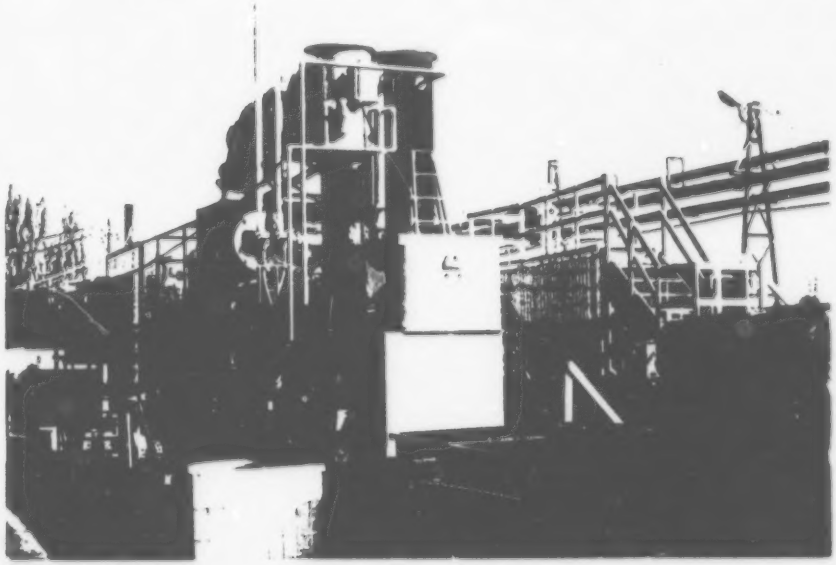
BY

D.J. HALLETT & K.R. CAMPBELL

ELI ECO LOGIC INTERNATIONAL INC.

143 Dennis Street
Rockwood, Ontario
Canada
N0B 2K0

2395 Huron Parkway
Ann Arbor, MI
U.S.A.
48104



1.0 INTRODUCTION

ECO LOGIC has been conducting research on a method of decontaminating hazardous wastes using a patented thermo-chemical reduction process. This process is particularly suitable for wastes that are primarily aqueous, such as harbour sediments, landfill leachates and lagoon sludges. The research to date has been funded by the National Research Council Industrial Research Assistance Program, the Defence Industrial Research Program administered by the Department of National Defence, the Great Lakes Clean Up Fund, the Ontario Ministry of the Environment, the Environmental Technologies Program and **ECO LOGIC**.

Research and development has focused on bench-scale testing of surrogate compounds, development of a larger lab-scale destructor for testing actual waste samples, and construction of a mobile full-scale field unit for materials and component testing.

2. BACKGROUND

There is a growing sense of awareness and concern about the state of our environment and the lack of appropriate ways of dealing with some of the problems we have created. **ECO LOGIC** was formed in 1986 specifically to address the need for a clean-up tool for one of the most difficult problems, that of severely contaminated aqueous wastes such as harbour sediments, landfill leachates, and lagoon sludges. A technology that could also address stored waste problems such as contaminated soils, contaminated solvents and oils, pesticides, chemical warfare agents, and industrial effluents was considered most desirable. The criteria that **ECO LOGIC** used in developing the process included:

* destruction efficiency
* possibility of dioxin or furan formation
* continuous monitoring and process control suitability
* suitability for aqueous wastes
* mobility
* cost

The patented **ECO LOGIC** process addresses all of these criteria. It is based on the gas-phase thermo-chemical reaction of hydrogen with organic and chlorinated organic compounds at elevated temperatures. At 850°C or higher, hydrogen reacts with organic compounds in a process known as reduction to produce smaller, lighter hydrocarbons. In the case of chlorinated organic compounds, such as polychlorinated biphenyls (PCBs), the products of the reaction are primarily methane and hydrogen chloride. This reaction is enhanced by the presence of water, which can also act as a reducing agent. Bench-scale testing with trichlorobenzene (half of a PCB molecule) has shown that the reduction reaction will achieve 99.9999% destruction efficiency or better. The first measure of a good destruction technology is high destruction efficiency, and the bench-scale testing demonstrated that the **ECO LOGIC** process was capable of this.

2.1 Thermo-Chemical Reduction Reactions

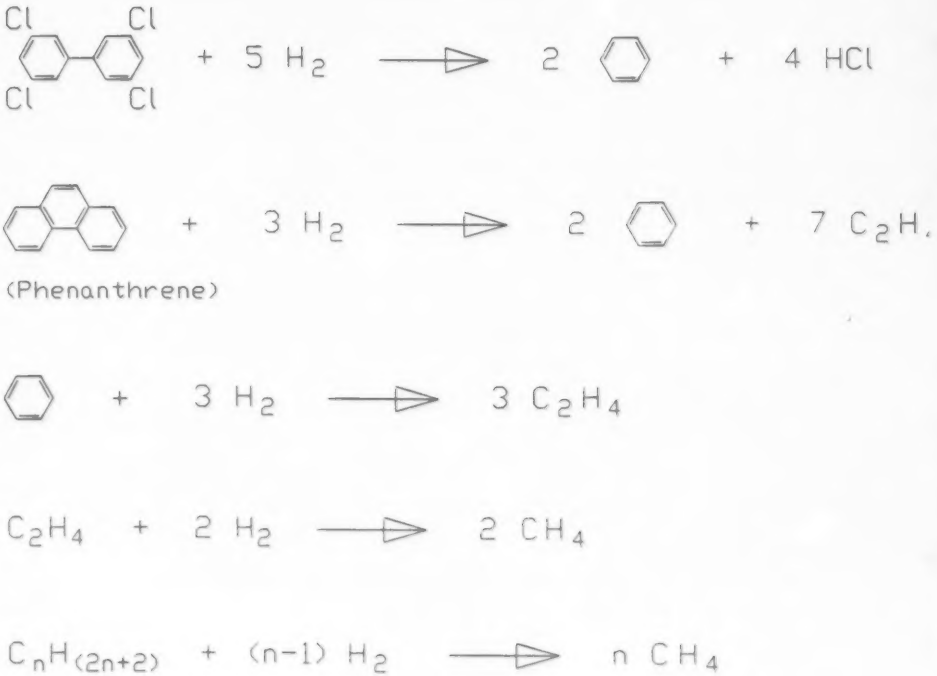
Figure 1 shows the six principal reduction reactions that occur in the **ECO LOGIC** process. The first is the dechlorination and dismantling of a PCB molecule to produce hydrogen chloride and benzene. The second is the reduction of a polyaromatic hydrocarbon (PAH) compound, phenanthrene, to produce benzene and ethylene. The third reaction is the reduction of a benzene molecule to produce ethylene, and the fourth is the reduction of ethylene to produce methane. The fifth reaction is the reduction of straight-chain hydrocarbons to produce methane. The sixth reaction is known as the water shift reaction and is not a reduction reaction, although it occurs only in a reducing atmosphere. In this reaction, methane and water combine to form carbon monoxide and hydrogen.

All of these reactions occur simultaneously in the **ECO LOGIC** process, although to varying degrees and at various rates. The most efficient and fastest reactions are the dechlorination of chlorinated organics and the reduction of multi-ring structures to form benzene. The reduction of benzene to ethylene and the reduction of ethylene to methane occur at roughly the same rate and conversion efficiency, approximately 99%. Straight-chain compounds convert to methane at a higher rate. The result is that about 99% of the organic material input to the process is converted to methane and virtually all the rest is converted as far as ethylene or benzene.

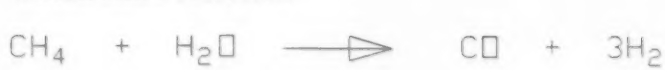
The back reaction from methane in combination with water to form carbon monoxide and hydrogen is much less efficient (20-30%) but, nonetheless, very useful. Since hydrogen is one of the main costs of operation, reactions which generate hydrogen help reduce the overall cost of the process. Unfortunately, this reaction and the conversion of ethylene to methane are both endothermic, so there is an increased energy cost which partially offsets the savings of hydrogen. Another hydrogen-producing reaction is the breakdown of methane to form carbon and hydrogen. This occurs to a limited extent depending on the amount of excess hydrogen in the reducing atmosphere and the reaction temperature.

FIGURE 1

THERMO-CHEMICAL REDUCTION REACTIONS



WATER SHIFT REACTION



The second criterion for process design was elimination of the possibility of dioxin and furan emissions. Because the **ECO LOGIC** process uses reduction reactions, it is not an incineration technology. Incineration processes destroy chlorinated organic wastes by breaking contaminant molecules apart with high temperatures and then combining them with oxygen, usually from air. A PCB waste first fragments to form chlorobenzenes that can combine with oxygen to form dioxins and furans, which are more toxic than the original PCBs. The **ECO LOGIC** process uses hydrogen to produce a reducing atmosphere devoid of free oxygen, and thus eliminates the possibility of dioxin or furan formation.

Other non-chlorinated hazardous organic contaminants, such as PAHs, are also reduced by the **ECO LOGIC** process to smaller, lighter hydrocarbons, primarily methane and ethane. Because of the tendency of the reaction to produce lighter, more volatile gases, the process lends itself to continuous monitoring of the destruction efficiency. This satisfied the third criterion of process design. **ECO LOGIC** has purchased a very sophisticated on-line mass spectrometer process gas analyser system which is capable of measuring many organic chemicals on a continuous basis. It was used for bench-scale and lab-scale testing, and is now part of the process control system in the pilot-scale demonstration unit. PCB and PAH destruction efficiencies can be measured very quickly by continuously monitoring chlorobenzene and benzene concentrations. The information from the mass spectrometer is sent to the process controller so that an increase in chlorobenzene or benzene concentration (signalling a decrease in PCB or PAH destruction efficiency) halts the input of waste and alerts the operator.

The fourth measure of a destruction technology is its ability to process aqueous wastes. The **ECO LOGIC** process is suitable for many types of waste, including those with a high water content which are very difficult to incinerate. For example, water contaminated with 0.1% (1000 ppm) PCBs can be processed easily with this reaction. The presence of water in the waste actually aids in the destruction process since water itself can act as a reducing agent to help dismantle the contaminant molecules.

The final criteria **ECO LOGIC** used in designing the process were mobility and cost. Because the process is not an incinerator, the reactor does not require a large volume for the addition of combustion air. The small reactor size and the capability to recirculate product gases from the reaction make the process equipment small enough to be mobile. As well, the smaller size reduces the capital cost of the process equipment. The main processing costs are for hydrogen, electricity, and personnel. A commercial-scale system processing 100 tonnes per day should be capable of operating for a price of approximately $500 per tonne of waste processed. This is roughly equivalent to the cost of long-term entombment, with the advantage of actually eliminating the problem.

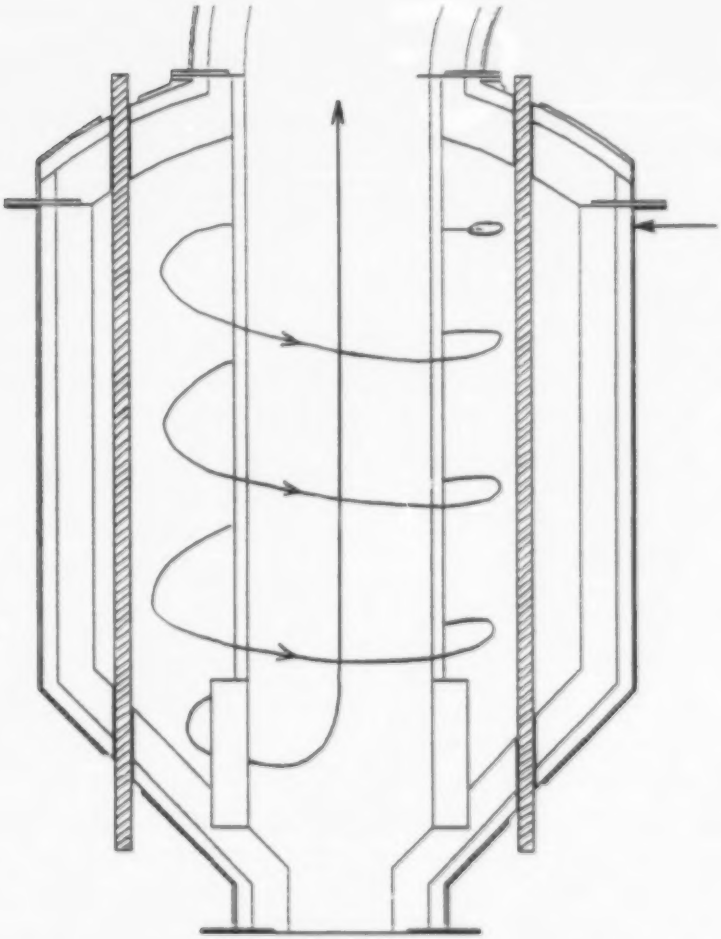
The research and development required to produce a working pilot-scale model of the process proceeded along four fronts. Bench-scale testing proved the chemical reduction reactions would work with pure compounds with or without the presence of water, and established parameters for residence time, temperature, and appropriate ratios of hydrogen to waste. These tests were conducted at a small scale using laboratory glassware and a quartz tube furnace as a reactor. A larger lab-scale reactor was used to process 5-10 litre quantities of actual waste samples, primarily harbour and lagoon sediment samples. This established the capability of the process to deal with actual wastes in complex matrices. During the bench-scale and lab-scale work, a third thrust of research was the development of a computer model to simulate the operation of a pilot-scale reactor system and to aid in the design of such a system. The fourth phase of research was the construction and proof-of-concept testing of the pilot-scale reactor system. This phase included materials and component testing for coping with a hydrogen- and acid-rich high-temperature reducing atmosphere, and system integrity testing to ensure that the system could achieve temperatures, flowrates and pressures during leak-free operation.

2.2 Pilot-scale Reactor System

Figure 2 shows a schematic of the reactor designed to accommodate the thermo-chemical reduction reaction. A mixture of preheated waste and hydrogen is injected through nozzles mounted tangentially near the top of the reactor. The mixture swirls around a central ceramic

FIGURE 2

THERMO-CHEMICAL REDUCTION REACTOR



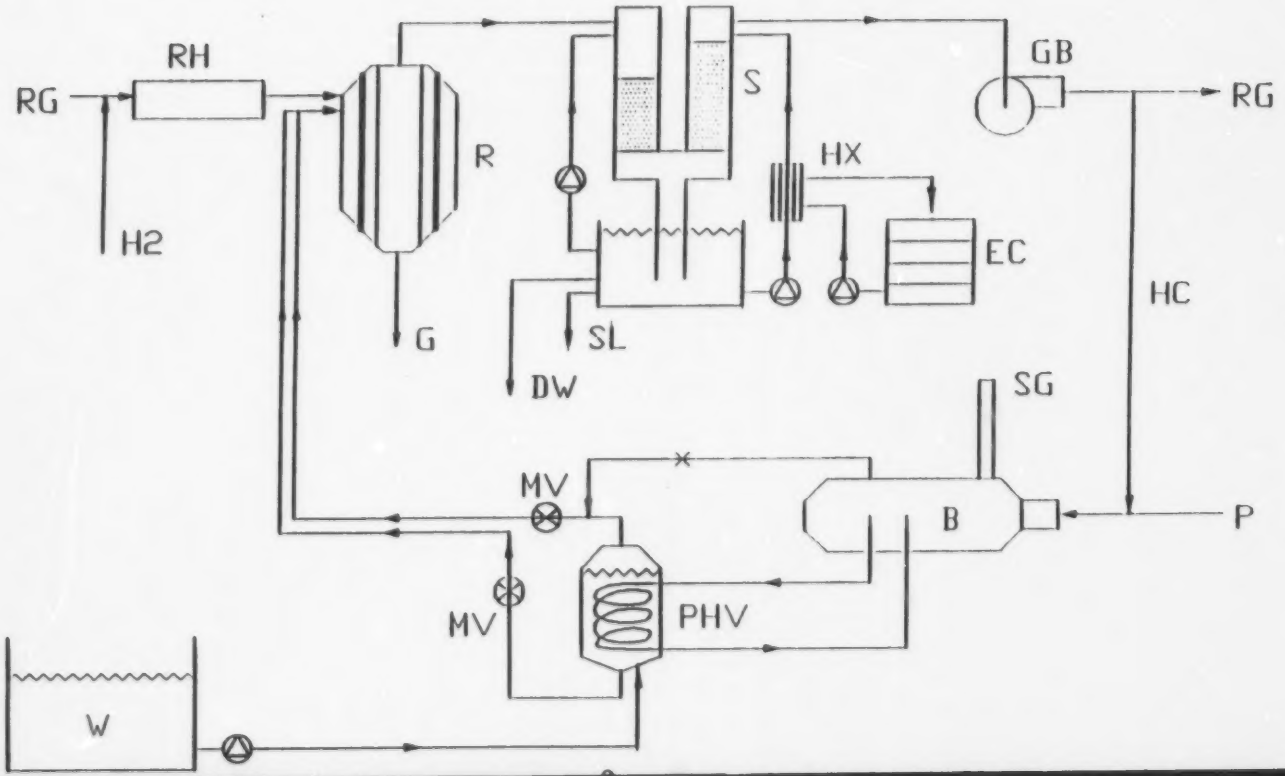
tube past glo-bar heaters and is heated to 850°C by the time it passes through the ports at the bottom of the ceramic tube. Particulate matter up to 5 mm diameter not entrained in the gas stream impacts the hot refractory walls of the reactor, thereby volatilizing any organic matter associated with the particulate. That particulate exits out of the reactor bottom to a quench tank, while finer particulate entrained in the gas stream flows up the ceramic tube into the exit elbow and through the retention zone. The reduction reaction takes place from the bottom of the ceramic tube onwards, and takes less than one second to come to completion.

Figure 3 shows a complete process schematic of the field demonstration unit, which operated at Hamilton harbour. Waste liquid and suspended solids were pumped from a small storage tank (W) to a heat exchanger vessel (PHV) for preheating to 150°C by a small boiler (B). Hot liquid and steam from the watery waste were metered continuously using special metering valves (MV) and injected into the reactor (R) using atomizing nozzles. A mixture of hydrogen (H_2) and recirculation gas (RG) also entered the reactor near the top after passing through a gas-fired heat exchanger (RH). Heavy particulate was removed as grit (G) out the bottom to a quench tank and fine particulate and gases passed up the ceramic tube where the gas-phase reduction reaction took place. Additional residence time was provided by the retention zone elbow and extension pipe prior to the scrubber. Once the gases entered the scrubber (S), they were quenched by direct injection of scrubber water spray. Hydrogen chloride and fine particulate were removed by contact with the scrubber water as the gases passed through the scrubber media. Scrubber water was collected in a tank below via a large water-sealed vent that also acted as an emergency pressure relief duct. The scrubber water was cooled to 35°C using a heat exchanger fed by cooling water from an evaporative cooler (EC). Sludge (SL) and decant water (DW) were the two effluent streams from the scrubber and both were held in tanks for batch analysis prior to disposal.

The gases that left the scrubber consisted primarily of excess hydrogen, reduction products such as methane and ethylene, and a small amount of water vapour. Approximately 95% of this gas was recirculated back into the reactor after reheating to 500°C, and about 5% of the hydrocarbon-rich gas (HC) was used as supplementary fuel in the boiler. The boiler used propane (P) as its main fuel to produce steam used in the heat exchanger which preheated the

FIGURE 3

PROCESS SCHEMATIC



waste to 150°C. The only air emissions were from the boiler in the form of stack gas (SG). Since the fuel going into the boiler was very clean and contained no chlorine, emissions from the boiler were insignificant.

The process gas was sampled continuously using an on-line mass spectrometer gas analyser system. A sample was drawn form a location just prior to the scrubber through heated lines to the analyser. In the case of a process upset where total destruction of hazardous organic compounds was not occurring, the on-line mass spectrometer automatically divert all gases into a recirculation mode. Under these conditions, no sidestream gas (HC) would be sent to the boiler and the waste feed would be curtailed. Recirculation would continue until the continuous analysis indicated the reaction was again occurring optimally. During this time, no escape of or incineration of chlorinated organic compounds would occur. During the Hamilton harbour demonstration program, this safety feature was never called upon, but the on-line mass spectrometer proved very useful in evaluating process conditions, changes in feed composition, and destruction efficiency.

The equipment described above was commissioned at Hamilton Harbour on two 45-foot drop-deck trailers. A process control trailer containing the on-line mass spectrometer, process control system, and other analysis equipment was located near the two process trailers. Figure 4 shows a plan view of the pilot-scale reactor system layout as it was set up at Hamilton Harbour. The footprint for the entire process was only 20m by 60m. The equipment was completely self-contained with its own power generator and water supply. Table 2 lists the types of wastes tested at Hamilton Harbour and at bench-scale and lab-scale.

FIGURE 4

PILOT-SCALE REACTOR SYSTEM LAYOUT

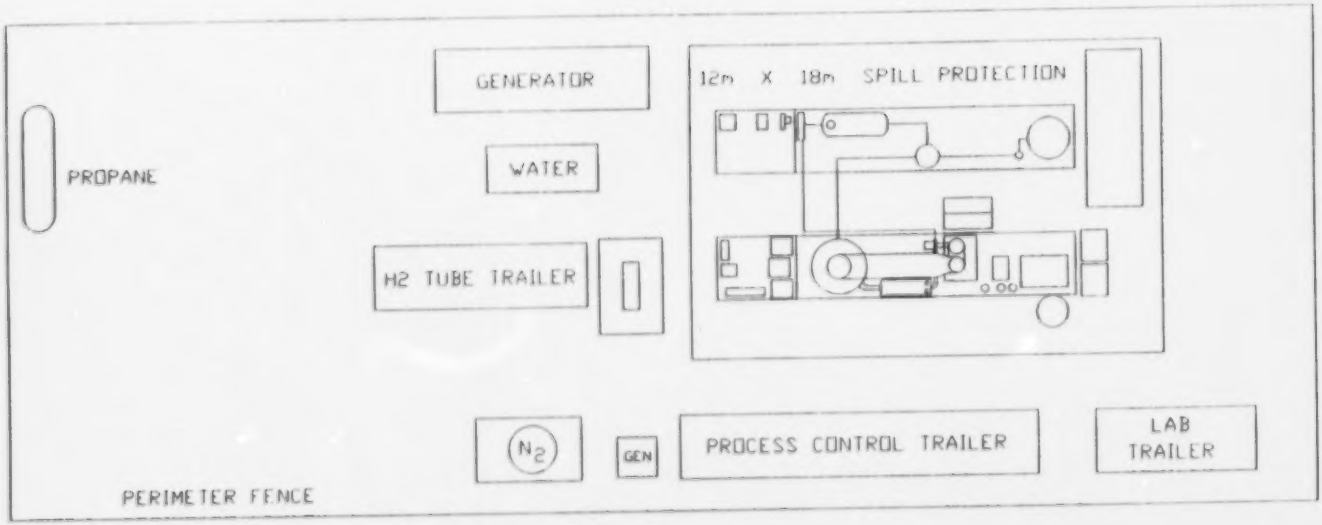


TABLE 1 WASTES TESTED TO DATE

1)	Pure Compounds	(Bench Scale) PCB askarel (Aroclor 1254) Hexachlorobenzene Trichlorobenze 2,4-D Methoxychlor
2)	Environmental Wastes	(Laboratory Scale) (1 Kg/hr)
	Hamilton Harbour Sediment	(coal tar, PAH, TCB, Fe, Zn)
	Thunder Bay Harbour Sediment	(chlorophenols, wood treatment waste)
	Sheboygan Harbour Sediment	(PCBs)
	(Audited Program by Environment Canada)	
3)	Full Scale Testing	(2 - 5 kg/min)
	Hamilton Harbour Sediment	(3 - 7 T/day coal tar, PAH, Fe, Zn) (3 T/day as above spiked with 110 ppm PCBs)
	(Audited Program by Environment Canada and the Ontario Ministry of the Environment)	

PROPOSED DEMONSTRATION FOR FALL 1991

1)	US EPA SITE demonstration	(3 - 5 kg/min)

Composite mixture of liquid PCB, TCE, DCM, and other chlorinated liquids pumped from a municipal landfill.

3.0 GENERAL STRATEGY

ECO LOGIC will enter the market to supply hazardous waste destruction services itself with its own machines, and to licence and sell equipment to companies that already supply services, or to licence and sell to large chemical producers or users where ownership is economically advantageous. The service market is the initial focus in order to demonstrate the machine and obtain approvals in jurisdictions where units will be licensed and sold when the technology has buyer (versus user) acceptance.

We would encourage interested parties with organic hazardous waste problems to contact our offices in Rockwood and Ann Arbor. Wastes suitable for destruction using the **Eco Logic** process are listed in Table 2.

This offers potential clients the opportunity to obtain direct information on the application of this technology to the resolution of their hazardous waste problems.

For more information, please do not hesitate to contact:

Wayland R. Swain, Ph.D.
Vice President
U.S. Operations
ELI Eco Logic International Inc
2395 Huron Parkway
Ann Arbor, Michigan U.S.A. 48104
313-973-2780

Jim Nash, B.A.
Manager
Sales & Business Development
ELI Eco Logic International Inc
143 Dennis Street
Rockwood, Ontario Canada N0B 2K0
519-856-9591

TABLE 2 **WASTES SUITABLE FOR DESTRUCTION**

CHEMICALS:

Non-halogenated / halogenated biphenyls
Non-halogenated / halogenated benzenes
Non-halogenated / halogenated phenols
Non-halogenated / halogenated cycloalkanes
Non-halogenated / halogenated alkanes
Non-halogenated / halogenated dioxins
Non-halogenated / halogenated dibenzofurans
Polyaromatic hydrocarbons

* Note: Halogenated means: Chlorinated
Brominated
Fluorinated

TYPICAL WASTES:

PCBs
Pulp mill wastes
Chlorinated solvent waste
Contaminated coal tars
Solvent still bottoms
Chlorophenols / Wood treatment waste
Pesticide wastes
Landfill leachates
Lagoon bottoms

LA GESTION DYNAMIQUE DES EAUX DE DÉBORDEMENT DE RÉSEAUX UNITAIRES SUR LE TERRITOIRE DE LA COMMUNAUTÉ URBAINE DE QUÉBEC

par
Villeneuve,Jean-Pierre [A]
INRS-Eau
2800 rue Einstein, suite 105
Case Postale 7500
Sainte-Foy, Québec

RÉSUMÉ

Le principal objectif visé par le contrôle des débordements de réseaux unitaires, pour la Communauté urbaine de Québec, est de réduire les charges polluantes déversées dans le milieu récepteur, afin d'assurer un recouvrement maximal des usages de l'eau par la population.

Au cours d'un événement pluvieux, le Système de Contrôle en Temps Réel sélectionnera automatiquement une distribution optimale des capacités de rétention disponibles, aussi bien que la configuration des sites de débordements, permettant ainsi de minimiser l'impact sur le milieu récepteur. Dans le but d'établir les paramètres de conception pour la construction des réservoirs de rétention et avant de déterminer les objectifs de performance, une série de 56 événements pluvieux, provenant d'une saison estivale moyenne représentative, a été simulée; elle a été suivie par une optimisation globale sur 5 de ces événements.

La simulation/optimisation des événements pluvieux a été effectuée par un modèle développé par l'INRS-Eau pour le but précis de cette recherche. Pour assurer la validité de ces simulations/optimisations, ce modèle de simulation en temps réel a été calibré à partir de résultats de simulations d'un modèle hydrologique en temps différé, lui-même calibré à partir de résultats de campagne de mesures diverses et d'un réseau permanent de mesures de débits en conduite, opéré par la CUQ. Les résultats présentés dans cet article démontrent que l'approche utilisée pourrait servir de méthodologie dans la conception de systèmes de contrôle des débordement en temps réel, tout en demeurant dans des limites de contrôle réalistes et économiquement réalisables.

1) INTRODUCTION

Les débordements de réseaux unitaires constituent un risque majeur pour l'environnement. Leur impact doit être réduit pour assurer une meilleure qualité des cours d'eau. Nous présentons dans cet article une application d'une technique de gestion de débordements de réseaux unitaires: le Contrôle Prédictif Intégré (CPI), équipé d'un modèle de simulation/optimisation. Le principal objectif de ce projet est de minimiser le risque de contamination du milieu récepteur en tenant compte de la qualité de l'eau déversée, de la sensibilité du milieu récepteur et des

---

(A) Pierre Lavallée[1], Christiane Marcoux[2], Jean-François Cyr[2], Irène Abi-Zeid[3], Jérôme Benoît[3]
[1]ASSEAU Inc., [2]Les Consultants BPR, [3]INRS-Eau

priorités de protection d'usages. Le modèle mathématique et hydraulique utilisé est un outil fiable qui peut aider les gestionnaires et les concepteurs à assurer une gestion de la contamination soigneusement planifiée en termes monétaires et de risques environnementaux.

Faisant partie d'un projet majeur de la Communauté Urbaine de Québec, c'est à la demande de la CUQ qu'une étude de performance a été effectuée dans le but d'obtenir une évaluation préliminaire des gains accomplis en utilisant une politique dynamique de gestion des eaux de ruissellement, en comparaison à un mode de contrôle statique. Une saison estivale représentative a été sélectionnée à la suite de l'analyse des données pluviométriques disponibles pour le territoire de la CUQ. Après avoir déterminé, compte tenu des contraintes d'ordre pratique, que l'année 1988 était suffisamment représentative d'une saison estivale hydrologique régionale typique, tous les événements pluvieux de cette saison ont été simulés et les débordements générés ont été soigneusement analysés afin d'en arriver à des décisions de gestion qui minimisaient le risque à l'environnement.

Nous présentons dans cet article les résultats de cette étude de performance faite sur le réseau Ouest de la CUQ. Ces résultats établissent la supériorité du CPI par rapport à une solution de gestion de régulation statique des eaux usées. Sur la base des résultats actuels, il est permis d'obtenir un dimensionnement préliminaire des réservoirs. Dans une prochaine étape, le dimensionnement de ces derniers sera fait pour rencontrer les exigences environnementales des sites de débordement. Enfin, puisque les optimisations se font globalement sur le réseau d'interception, il sera possible d'éliminer certains sites de rétention prévus en redistribuant de façon optimale les volumes à retenir et en utilisant à pleine capacité toute l'interception disponible.

2) LES DÉBORDEMENTS DE RÉSEAUX UNITAIRES: UN RISQUE MAJEUR POUR L'ENVIRONNEMENT

Les débordements de réseaux unitaires sont un problème avec lequel a à vivre la majorité des communautés urbaines. Même si la politique de construire des égouts de type séparatif est maintenant de rigueur au Québec, il n'en demeure pas moins que plus de 80% de la population urbaine de la province est desservie par des réseaux unitaires.

Si d'une part, les collecteurs d'un réseau unitaire sont généralement conçus pour véhiculer le débit maximum généré par un événement pluvieux d'une fréquence de 10 ans, on doit constater d'autre part que les usines de traitement des eaux usées et les intercepteurs ne sont pas conçus pour gérer et traiter des débits aussi importants. Habituellement, la capacité de la station est fixée au débit maximum de temps sec, alors que certains événements pluvieux peuvent générer des débits allant jusqu'à 100 fois le débit maximum de temps sec. Ces normes de conception sont motivées par des contraintes économiques et techniques, et renforcées par une fausse opinion de l'impact des débordements de réseaux unitaires. Économiquement, il n'est pas pensable de construire des intercepteurs et des stations d'épuration pouvant accommoder des débits intermittents d'aussi grande importance. Techniquement, dans le processus de conception des stations d'épuration, en tenant compte du fait que le processus des boues activées est très sensible aux variations

hydrauliques, il est important de maintenir un débit uniforme et par le fait même, de ne pas acheminer de débits de ruissellement à la station. Environnementalement, la conception des intercepteurs et des stations à partir du débit maximum de temps sec était justifiée puisqu'on a cru, durant longtemps, que les débordements de réseaux unitaires consistaient essentiellement en de petites quantités d'eau usée diluée dans de grandes quantités d'eau plus claire de ruissellement urbain. De plus, on croyait que l'effet de chasse était le seul phénomène qui augmentait les concentrations de polluants; ainsi, on croyait que les débordements suivant cet effet de chasse ne contenaient pas de matière polluante. Pour ces raisons, les égouts unitaires sont raccordés aux intercepteurs via des structures de régulation, appelées régulateurs, placées à l'intersection des collecteurs et des intercepteurs (figure 1). Leur rôle est de faire diverger le débit excédentaire à la capacité du régulateur vers le milieu récepteur.

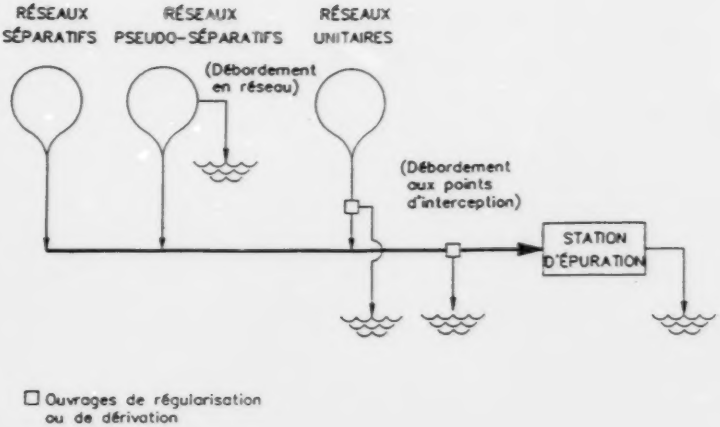


Figure 1. SCHÉMA GÉNÉRAL D'INTERCEPTION D'UN RÉSEAU D'ASSAINISSEMENT

Des études récentes ont démontré que ces débordements sont en fait la source majeure de contamination des cours d'eau en milieu urbain. Des études ont établi que les charges polluantes résultant de l'évacuation des eaux de ruissellement urbain sont considérables, même durant des événements pluvieux de fréquence élevée. Une étude menée en 1980 sur la rivière Saint-Charles (Lavallée et Bernier, 1980) a conclu que les quantités de matières organiques et de matières en suspension étaient 4 fois plus importantes durant et directement après les événements pluvieux, en comparaison aux valeurs mesurées en temps sec. Les concentrations de métaux lourds étaient multipliées par des facteurs allant de 5 à 10 durant ces événements.

La concentration des bactéries d'origine fécale atteignait les 50,000 coliformes par 100 ml alors que les concentrations maximales tolérables sont de 200 par 100 ml pour la baignade et de 0 pour l'eau potable. De plus, les sédiments qui sont très contaminés par la matière organique et par les métaux contribuent encore plus à la détérioration du milieu aquatique, par un phénomène subséquent de contribution benthique (Lavallée et Lessard, 1984; Howard & al. 1986).

Des études ont montré que l'impact des débordements implique une détérioration globale des milieux récepteurs, qui peut se poursuivre jusqu'à 2 à 3 jours après la fin de ceux-ci (Lavallée & al.1984). De plus, les mesures et les observations faites au Québec mènent à la conclusion que les débordements arrivent fréquemment, étant de plus de 1 par 5 jours durant la saison estivale (15 mai au 15 septembre). Considérant cette fréquence des débordements et la persistance de leurs impacts, on peut conclure que les débordements de réseaux unitaires sont responsables d'un déséquilibre quasi-continuel du milieu récepteur.

Ainsi, la vie aquatique est grandement perturbée, l'eau potable doit être intensivement traitée, les activités aquatiques estivales de contact sont souvent interrompues et même complètement défendues. Dans le but d'améliorer la qualité des cours d'eau, il est essentiel que toutes les sources de matières en suspension et de substances organiques soient contrôlées d'une manière fiable et efficace.

De nombreuses méthodes ont été proposées pour résoudre ou au moins minimiser la pollution due aux débordements. Basé sur un article de Field, 1986, on peut isoler trois principales catégories d'alternatives possibles de gestion des eaux usées. Ces alternatives incluent des solutions de type structural, semistructural et nonstructural pour réduire le ruissellement urbain. Parmi les mesures de type structural, on peut mentionner la construction de très grands réservoirs de rétention qui pourraient retenir temporairement l'excédent du ruissellement, jusqu'à ce que la station d'épuration puisse accueillir ce débit excédentaire, ou encore la construction de stations d'épuration entièrement consacrées au traitement des eaux de ruissellement urbain; ces solutions sont très coûteuses et ne sont pas complètement efficaces. Les méthodes de type nonstructural peuvent impliquer un meilleur entretien des régions urbaines, le nettoyage régulier des conduites et des corrections aux endroits où il y a un mauvais fonctionnement des ouvrages existants. Mais la méthode la plus prometteuse et la plus optimale demeure une approche semistructurale qui est une combinaison des deux approches précédentes. Elle implique une politique de gestion qui intègre contrôle, rétention et traitement. Une telle politique souligne l'importance de tenir compte au maximum des ouvrages d'interception et de traitement existants. Par la suite, l'usage de régulateurs et de réservoirs soigneusement conçus, à l'intérieur d'un système de contrôle en temps réel, assure une gestion efficace et optimale des débordements qui, par le fait même, minimise le risque à l'environnement.

La définition des politiques de gestion doit être basée sur des critères de contrôle qui sont eux-mêmes globalement basés sur la considération environnementale de la sensibilité des milieux récepteurs et sur des objectifs de récupération d'usages spécifiques des cours d'eau. Au Québec, les critères de contrôle établis par le Ministère de l'Environnement sont basés sur des fréquences de débordement maximum à ne pas dépasser. Ces fréquences varient de 1 fois à 2 fois par saison estivale en

fonction de la sensibilité du milieu récepteur et de la sévérité du contrôle nécessaire pour en récupérer les usages.

3) LE PROJET DE LA COMMUNAUTÉ URBAINE DE QUÉBEC

3.1 Le projet de la CUQ et sa problématique environnementale

Le territoire de la Communauté Urbaine de Québec s'étend sur une surface d'environ 550 km^2; il comprend 13 municipalités distinctes et est divisé en 2 principaux bassins de drainage; la figure 2 illustre le territoire. Le bassin Ouest a une population de 220,000 personnes et un débit sanitaire moyen de 157,000 m^3 par jour alors que le bassin Est a une population de 250,000 personnes et un débit sanitaire moyen de 231,000 m^3 par jour. Chacun des 2 principaux bassins de drainage est desservi par un réseau d'interception qui véhicule les eaux usées vers 2 diffuseurs distincts, qui évacuent actuellement ce débit au milieu du fleuve Saint-Laurent, tel que montré à la figure 2. Comme on peut le voir sur cette figure, 2 stations d'épuration sont actuellement en construction à l'exutoire des 2 réseaux d'interception.

Figure 2. TERRITOIRE DE LA COMMUNAUTÉ URBAINE DE QUÉBEC

Plusieurs rivières drainent le territoire de la CUQ; les plus importantes sont les rivières Saint-Charles, Beauport, Montmorency, Du Berger, Lorette, Cap-Rouge et Nelson. Ces rivières se jettent dans le fleuve Saint-Laurent, qui est le cours d'eau le plus important du Québec, avec un débit moyen de 12,000 m^3 par seconde.

Les cours d'eau les plus affectés par la pollution due aux débordements de réseaux unitaires de la CUQ sont la rivière Saint-Charles et le fleuve Saint-Laurent.

Le fleuve Saint-Laurent prend sa source des Grands-Lacs qui sont fortement contaminés par les rejets urbains et industriels. D'autres sources de pollution, telles que les nombreuses villes entre les Grands-Lacs et la ville de Québec, empirent le problème de pollution. Cette année (1991), les charges polluantes journalières qui auront été déversées dans le Saint-Laurent par la CUQ uniquement, pourront atteindre jusqu'à 51 tonnes métriques de matières en suspension, conséquence de quelques 500,000 litres par jour d'eaux usées non traitées déversées dans le milieu récepteur (Villeneuve & al. 1989).

Le Saint-Laurent, dans la région de la CUQ, est pollué malgré son débit important; une campagne de caractérisation des eaux usées menée en 1985 a montré des concentrations moyennes aussi élevées que 1,200 bactéries d'origine fécale par 100 ml et des concentrations maximales de 30 mg par litre de matières en suspension, un (1) kilomètre en aval du diffuseur Ouest (Lavallée et Shoiry, 1985). Toute cette contamination n'inclut pas les charges polluantes générées par les eaux de ruissellement urbain déversées durant la saison estivale.

Les débordements de réseaux unitaires se produisent beaucoup plus fréquemment qu'on a tendance à le croire; par exemple, dans le cas du territoire de la CUQ, les conditions météorologiques et spécialement la conception même des réseaux unitaires et de leurs structures de régulation, causent des débordements en moyenne à tous les 3 jours durant une saison estivale moyenne (15 mai au 15 septembre), puisque la pluie qui génère un débordement est d'à peu près 2 mm. Cette assertion a premièrement été vérifiée lors d'une campagne de mesures de débit et de caractérisation menée en 1989, et ensuite, comme il sera expliqué à la section 6, par les simulations de tous les événements pluvieux de 1988. Pour nos besoins environnementaux, nous considérons qu'un débordement s'est produit si 100 m^3 ou plus d'eaux usées ont été déversés dans un cours d'eau, suite à une pluie.

Étant préoccupé par ces problèmes de débordement et leurs conséquences, une équipe de recherche de l'INRS-Eau et des Consultants BPR a suggéré à la CUQ de réaliser une étude pour le contrôle des débordements de réseaux unitaires; en 1988, la CUQ décidait de subventionner cette étude. L'équipe travaillant sur ce projet a proposé un système de contrôle automatique, basé sur une approche de Contrôle Prédictif Intégré (CPI), approche rendue possible grâce au développement d'un puissant outil de modélisation, un simulateur/optimisateur, le modèle de l'INRS-Eau SWIFT qui sera présenté à la section 5.

La première partie de cette étude a consisté à identifier toutes les structures de déversement et la fréquence de leur fonctionnement (quelques 200 ouvrages); ensuite, tout le territoire (bassins, conduites, structures de pompage et de régulation) a été schématisé et simulé avec le modèle hydrologique SWMM (Huber, W.C. & al. 1984), ce modèle ayant été calibré à partir des résultats d'une campagne de mesures de débits en temps de pluie et à partir des données du réseau permanent de mesures sur l'intercepteur de la CUQ, qui consiste en une quarantaine de stations.

3.2 L'étude de performance et sa problématique environnementale locale

Faisant partie du projet global de contrôle, une étude de performance a été menée spécifiquement pour comparer les gains environnementaux de deux (2) différents modes de contrôle: le Contrôle Prédictif Intégré (CPI) et le Contrôle Statique Local (CSL) (Les Consultants BPR et l'INRS-Eau, 1990). L'étude de performance a été effectuée sur la partie Ouest du territoire de la CUQ, telle qu'illustrée à la figure 3. Nous présentons plus loin quelques résultats de cette étude.

Figure 3. LE BASSIN OUEST DE LA COMMUNAUTÉ URBAINE DE QUÉBEC

Tel que montré sur la figure 3, le territoire du bassin Ouest est grand et étendu, lorsqu'on le compare avec le territoire Est. La distribution des points de raccordement des bassins le long de l'intercepteur permettent de tirer avantage du laminage naturel du débit qui se fait dans l'intercepteur. Bien que le territoire Ouest soit étalé, les bassins de type unitaire sont concentrés dans la partie aval de l'intercepteur, avec une exception à mi-chemin (parties ombragées de la figure 4). Dans cet article, nous ne tenons compte que des débordements provenant de réseaux unitaires; ces débordements sont essentiellement concentrés à deux (2) sites spécifiques dans le fleuve Saint-Laurent, soit la plage Jacques-Cartier et le site de la Marina de Sillery où il est grandement désirable de retrouver les usages dont la population jouissait il y a moins de 20 ans; la figure 4 montre ces sites précis d'intervention pour lesquels le retour aux usages est le principal objectif de la CUQ.

Dans le cadre de cette étude, le premier site qui doit être protégé des débordements est la plage Jacques-Cartier; à cet endroit, un contact primaire avec l'eau doit être retrouvé, puisque cette plage est encore un endroit populaire malgré l'interdiction de s'y baigner. A cause du cycle des marées, les eaux usées déversées dans ce secteur restent presque stagnantes pour une période moyenne de 24 heures. Conséquemment, des niveaux de contamination non acceptables persistent pour environ 2 jours et demi; puisque des débordements arrivent en moyenne à tous les 3 jours, la plage ne pourra jamais être récupérée sans que des actions drastiques ne soient prises. Les exigences environnementales sont de réduire au minimum les concentrations de solides décantables et de particules flottantes, et de réduire les concentrations de bactéries d'origine fécale à environ 200 bactéries par 100 ml; de plus, les structures de rétention à prévoir devront réduire la fréquence des débordements dans le milieu récepteur à seulement deux (2) débordements par saison estivale.

Figure 4. LE TERRITOIRE DE L'ÉTUDE DE PERFORMANCE

Le deuxième site préoccupant les décideurs publics est le secteur de la Marina de Sillery, quelques 10 kilomètres en aval en aval du site précédent. En accord avec une étude de dispersion des effluents se déversant près de ce site (Lavallée, 1988), il appert que, en période de marée montante, pendant la période du débordement et probablement pour les 12 heures subséquentes, les concentrations en coliformes fécaux sont en moyenne supérieures à 40,000 bactéries par 100 ml, alors que le maximum permissible pour un contact secondaire d'usage récréatif est d'environ

2,000 bactéries par 100 ml. De plus, ce site avait la renommée d'être une des plus belles et plus populaires plages de toute la région; un contrôle adéquat des débordements de ce secteur mènerait probablement à un recouvrement complet des usages. De la même façon que pour la Plage Jacques-Cartier, 2 débordements sont permis pour la saison estivale mais la concentration en coliformes fécaux doit s'approcher de 2,000 bactéries par 100 ml afin de retrouver l'usage récréatif de contact secondaire.

3.2.1 Contexte hydrologique de l'étude de performance

La comparaison des 2 modes de contrôle mentionnés à la section 3.2 a été faite par simulations des 56 événements pluvieux de l'été 1988 dans un mode statique (simple régulation); ensuite, 5 événements représentatifs, parmi les 56, ont été simulés dans le mode CPI. La section 6 décrit en détails les procédures et les résultats.

Le choix de la série d'événements de l'été 1988 a été fait suite à une réflexion sur les critères environnementaux et de contrôle, en tenant compte des contraintes pratiques inhérentes au contenu de ce mandat. Puisque les critères de contrôle des débordements sont établis sur une base de fréquence maximale tolérable, l'évaluation des stratégies du Contrôle Global Intégré et la sélection des volumes des structures de rétention doivent aussi être basées sur des critères de fréquence de débordement.

Dans cette étude de performance, l'objectif principal n'était pas d'évaluer les stratégies de contrôle ni de concevoir les réservoirs mais bien de présenter une étude comparative préliminaire entre le mode statique et le mode CPI afin de démontrer l'efficacité relative de chacun d'eux. Ainsi, une représentativité rigoureuse d'une saison estivale moyenne n'était pas absolument essentielle, puisque l'étude était faite sur une base comparative. Les données pluviométriques de 5 saisons estivales, soit les quantités d'eau tombée aux différentes stations pluviométriques, sont présentées au tableau 1 et comparées aux quantités totales moyennes historiques pour chaque station.

A la base, le premier critère de sélection était la quantité d'eau totale tombée pour toute la saison; ce premier critère nous a permis de rejeter l'année 1986, la quantité totale tombée y étant 40% plus élevée que la moyenne. Les répartitions temporelles et spatiales des événements pluvieux et l'intensité des pointes ont également été considérées; ce critère nous a permis de rejeter l'année 1989, ces répartitions étant beaucoup trop dispersées lors de cette saison.

Une simple analyse démontre que la représentativité de la saison 1988 pour les événements majeurs (20 mm et plus) était intéressante comparée aux valeurs moyennes des 5 années disponibles (tableau 2). La représentativité des événements importants est d'intérêt pour cette analyse puisque les critères de contrôle de 2 débordements permis par saison estivale peut nous conduire à des conditions hydrologiques relativement sévères. La section 6 présente les résultats obtenus de cette étude de performance.

Tableau 1. PRÉCIPITATIONS TOTALES DES SAISONS ESTIVALES 1985 À 1989 INCLUSIVEMENT (MAI A SEPTEMBRE)

STATION	1985	1986	1987	1988	1989	NORMALE 1955–80	NORMALE 1979–88
C-P-O	578	844	560	499	572	632	606,6
DUBERGER	479	823	599	452	577	540	591,2
STE-FOY	457	849	630	466	613	562	606,4
QUÉBEC-A	484	802	621	454	552	550	583,6
MOYENNE	500	830	602	468	578	571	597

Tableau 2. FRÉQUENCE DE DÉPASSEMENT DE HAUTEURS TOTALES DE PLUIE - 1985 A 1989 INCLUSIVEMENT (MAI A SEPTEMBRE)

		NOMBRE D'EVENEMENTS AYANT DEPASE LA HAUTEUR INDIQUEE POUR LA DUREE INDIQUEE														
CLASSE DE HAUTEUR		> 20 mm			> 25 mm			> 30 mm			> 35 mm			> 40 mm		
DUREE D'OBSERVATION		1 hre	2 hres	6 hres	1 hre	2 hres	6 hres	1 hre	2 hres	6 hres	1 hre	2 hres	6 hres	1 hre	2 hres	6 hres
ANNEE	STATION															
1985	SFP	0	1	3	0	0	2	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	QUE-A	1	1	3	1	1	1	0	1	1	0	0	0	0	0	0
1986	SFP	0	2	7	0	0	6	0	0	3	0	0	1	0	0	1
	QUE-A	2	2	6	0	0	5	0	0	3	0	0	2	0	0	0
1987	SFP	2	3	6	1	3	5	0	0	4	0	0	2	0	0	0
	QUE-A	3	4	6	0	3	6	0	1	4	0	0	2	0	0	0
1988	SFP	3	4	5	2	3	3	0	1	2	0	1	1	0	0	1
	QUE-A	0	1	2	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0
1989	SFP	4	4	5	1	1	3	0	0	2	0	0	2	0	0	2
	QUE-A	2	3	5	1	1	3	1	1	1	1	1	1	1	1	1
TOTAL SFP		9	14	26	4	7	19	0	1	11	0	1	6	0	0	4
TOTAL QUE-A		8	11	24	2	5	16	1	3	9	1	1	5	1	1	1
MOYENNE SAISON (SFP)		1,8	2,8	5,2	0,8	1,4	3,8	0	0,2	2,2	0	0,2	1,2	0	0	0,8
MOYENNE SAISON (QUE-A)		1,6	2,2	4,8	0,4	1	3,2	0,2	0,6	1,8	0,2	0,2	1	0,2	0,2	0,2

4) L'APPROCHE DU CONTROLE EN TEMPS RÉEL

Traditionnellement, l'approche la plus répandue pour la gestion des eaux de ruissellement de réseaux unitaires a été d'utiliser des régulateurs réglés à des niveaux qui faisaient déborder toutes les eaux excédentaires au débit maximum de temps sec. En conséquence, la plupart des événements pluvieux faisaient déborder ces régulateurs dans le milieu récepteur. De plus, le manque d'entretien adéquat était souvent la cause du blocage et du mauvais fonctionnement des régulateurs qui alors pouvaient même déborder sans qu'il n'y ait de pluie. C'est dans ce mode de gestion statique que le réseau de la CUQ a été opéré jusqu'à ce jour. Ce mode de contrôle n'est certainement pas optimal en termes de minimisation du risque environnemental et des efforts ont été apportés pour trouver une alternative plus efficace et plus fiable.

Le contrôle automatique des réseaux unitaires est une technologie relativement nouvelle, lorsqu'appliquée dans un objectif de minimiser l'impact polluant dans les milieux récepteurs. L'objectif est de gérer les eaux usées en exploitant le réseau existant en maximisant l'usage de ce dernier et de réservoirs tout en minimisant le risque à l'environnement. Ce type de contrôle en est un de temps réel quand les décisions de gestion sont continuellement révisées en fonction d'une information en temps réel provenant de senseurs sur le réseau.

Le type de contrôle proposé est un Contrôle Prédictif Intégré (CPI) par opposition à un contrôle statique défini précédemment ou encore un contrôle réactif local où le potentiel d'anticiper des états futurs est inexistant. Sous un scénario de CPI, les plans d'action des structures de régulation sont déterminés globalement, en tenant compte du débit à tous les régulateurs, aussi bien dans les collecteurs amont que dans l'intercepteur en aval. La décision quant à quoi déborder, combien déborder et où déborder est dictée par un processeur central qui coordonne les opérations du réseau. Les décisions retenues sont optimales dans le sens où l'intercepteur et les ouvrages de rétention sont exploités de façon intégrée, minimisant ainsi le risque à l'environnement. A cause des délais de propagation du débit, et avant de déterminer les plans d'action, il est important que l'état futur du système soit prédit sur un certain horizon de temps pour assurer une politique globale de gestion.

Cette habileté du CPI à simuler le comportement futur du réseau permet une distribution optimale des débordements entre les différents sites en tenant compte de l'effet de laminage offert par le réseau. L'autre avantage important du CPI réside dans sa capacité de protéger des sites environnementalement fragiles en limitant les débordements à ces sites et en les redistribuant à des endroits qui sont moins sensibles ou en débordant des volumes plus importants d'eau moins contaminée à des points amont, libérant ainsi l'intercepteur et la station d'épuration pour recevoir des débits fortement contaminés provenant de sources plus en aval. De cette manière, déborder des volumes importants mais moins contaminés représente un risque plus faible pour l'environnement lorsqu'on le compare avec des volumes plus faibles fortement chargés de contaminants, sachant que la variable critique à contrôler est la charge.

Ce genre de transfert entre les régulateurs permet de réduire le volume total de débordements par rapport à ce que permet un mode de gestion statique et permet le contrôle de la qualité et la protection de sites sensibles. Afin de s'assurer que ces

transferts sont optimaux, le CPI se sert de modèles numériques qui prédisent et simulent l'état futur optimal du réseau sur un horizon de prédiction fixé. Le niveau auquel les régulateurs devront être réglés découle d'une optimisation dont la fonction objectif est de minimiser l'impact polluant au milieu récepteur. Le plan optimal déterminé par l'optimisateur est alors appliqué au réseau; l'état du système a priori prédit est ensuite confirmé par des données de terrain reçues a posteriori de senseurs stratégiquement distribués dans le but d'acheminer périodiquement des données pertinentes au processeur central. Ces procédures sont répétées continuellement et les décisions sont prises en temps réel à chaque pas de temps.

5) LA STRUCTURE DU SIMULATEUR/OPTIMISATEUR : LE MODELE DE L'INRS-EAU - SWIFT

Ce modèle a été utilisé en premier lieu pour évaluer les gains accomplis par le CPI par rapport à d'autres modes de contrôle en termes de minimisation des risques à l'environnement. Tel que mentionné précédemment, cette étude de performance a été menée pour le réseau Ouest de la CUQ et a permis d'établir la supériorité du CPI. Les résultats sont présentés à la section 6.

A l'intérieur du projet global, ce modèle sera également utilisé comme un outil pour déterminer la dimension optimale des ouvrages de rétention qui sont à construire sur le territoire de la CUQ. L'utilisation de cet outil conduit à un investissement optimal des ressources financières tout en minimisant le risque pour l'environnement. En ce sens, des analyses préliminaires ont été effectuées pour la CUQ, sur la partie Ouest de son réseau.

Enfin, le principal usage de ce modèle est de contrôler en temps réel le ruissellement urbain sur le territoire de la CUQ dans le cadre du programme d'assainissement des eaux usées préconisé par le Gouvernement du Québec. Réduire les débordements polluants devrait contribuer à atteindre l'objectif de rendre le niveau de pollution acceptable dans le Saint-Laurent et la Saint-Charles. Le modèle hydraulique utilisé est une adaptation du modèle de Muskingum-Cunge (Ponce et al.,1978); il véhicule les hydrogrammes qui ont été produits à partir d'hyétogrammes prédits comme ils le seront dans le système en temps réel, ou mesurés comme ils le seront dans le cas dans la détermination des volumes requis de rétention ou lors de l'étude de performance. Puisque ce modèle de transport est nonlinéaire, la méthode d'optimisation doit également être nonlinéaire.

Les principaux éléments constituant le modèle SWIFT sont: un modèle prédisant les précipitations à venir, un modèle de ruissellement transformant les hyétogrammes prédits en hydrogrammes prédits, un modèle hydraulique simulant le transport en conduite, une fonction objectif pour le contrôle et un algorithme d'optimisation.

Ce modèle permet de déterminer, à chaque pas de temps, l'état de chaque régulateur, fixant ainsi les volumes qui vont déborder aux sites désignés durant l'horizon de prédiction. L'organigramme de la figure 5 décrit ce processus. Les éléments précédemment mentionnés sont décrits ici.

A - Le modèle de prédiction

Les données pluviométriques seront prédites via les images RADAR. Les sorties de ce modèle seront des matrices contenant des intensités prédites de précipitation sur le territoire de la CUQ pour un horizon de prédiction de 1 heure, avec un pas de temps de 10 minutes. Le travail sur ce modèle n'a pas encore été complété. Dans les résultats présentés plus loin, des hyétogrammes réels ont été utilisés à la place d'hyétogrammes prédits.

B - Le modèle de ruissellement

Le modèle utilisé pour convertir des hyétogrammes en hydrogrammes en simulant le phénomène de ruissellement de l'eau sur un bassin de drainage, est un modèle global entrée sortie qui représente un bassin par un réservoir. Les paramètres pour chaque bassin seront évalués par calibration sur les résultats obtenus à l'aide du modèle SWMM. Ce modèle est actuellement en développement; toutefois, pour les besoins de l'étude de performance, ce sont les résultats de SWMM qui ont été directement insérés dans le simulateur/optimisateur.

C.P.I. simulateur-optimisateur

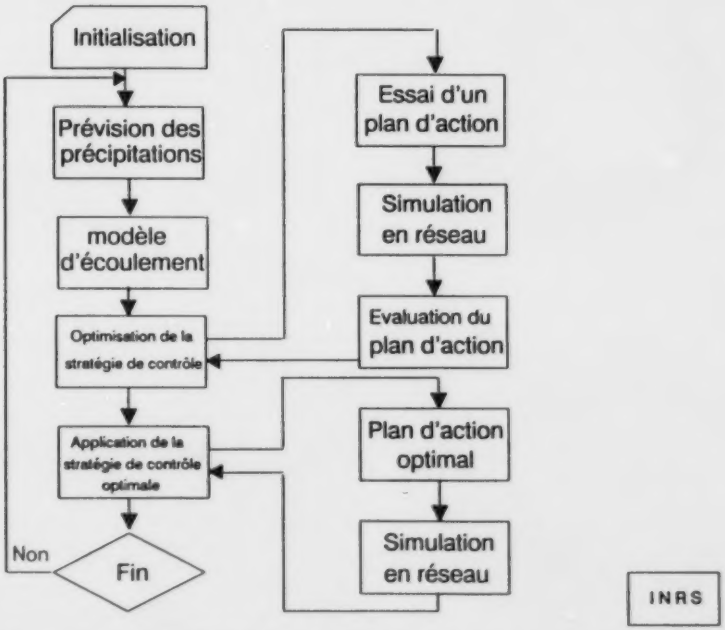


Figure 5. ORGANIGRAMME DU SIMULATEUR-OPTIMISATEUR

C - Le modèle de transport

Le modèle hydraulique utilisé pour simuler le transport en conduite est une adaptation du modèle de Muskingum-Cunge pour des écoulements en surface libre et un modèle linéaire pour les écoulements en charge. Il a été calibré à partir des résultats de simulations avec le modèle SWMM, pour 2 événements pluvieux et une condition de temps sec, cette dernière impliquant le débit sanitaire, avec ses patrons de variation horaire et journalier, et le débit d'infiltration, toujours présent dans le réseau et variant en fonction des conditions de la nappe phréatique.

Les résultats de ces 3 simulations sont représentatifs des divers états de l'intercepteur: le débit minimum, qui est la condition de temps sec, le débit moyen, qui est généré par un événement pluvieux faible en quantité (comme la pluie du 9 septembre 1989, avec 12,0 mm et une durée de 60 minutes) et le débit maximum à long terme, généré par un événement pluvieux important, tel que la pluie du 10 juin 1989, avec 48,4 mm et une durée de 22 heures. Les résultats de calibration du modèle simulateur/optimisateur sont montrés aux figures 6, 7 et 8; les quatre (4) points de calibration sont montrés à la figure 9.

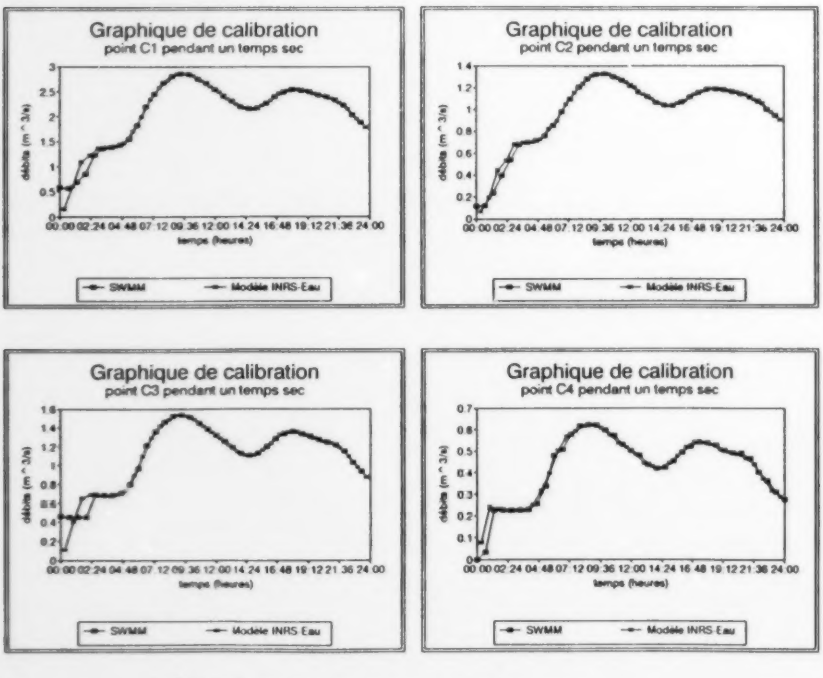


Figure 6. RÉSULTATS DE CALAGE - TEMPS SEC

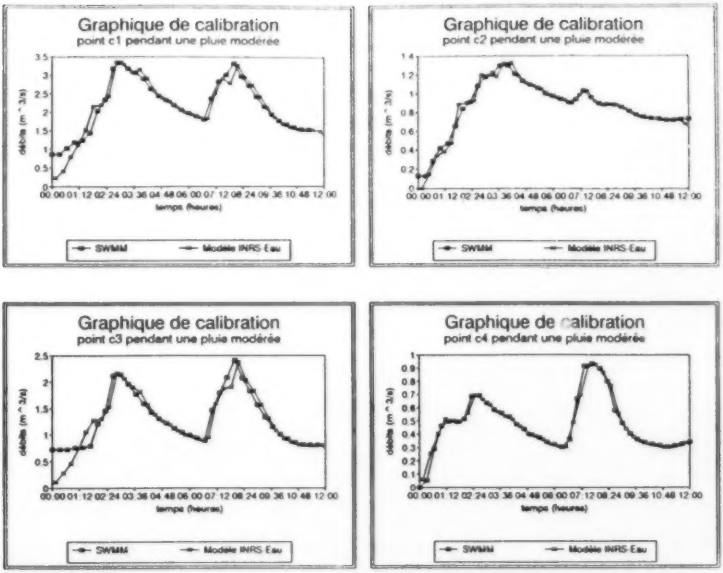


Figure 7. RÉSULTATS DE CALAGE - PLUIE MOYENNE

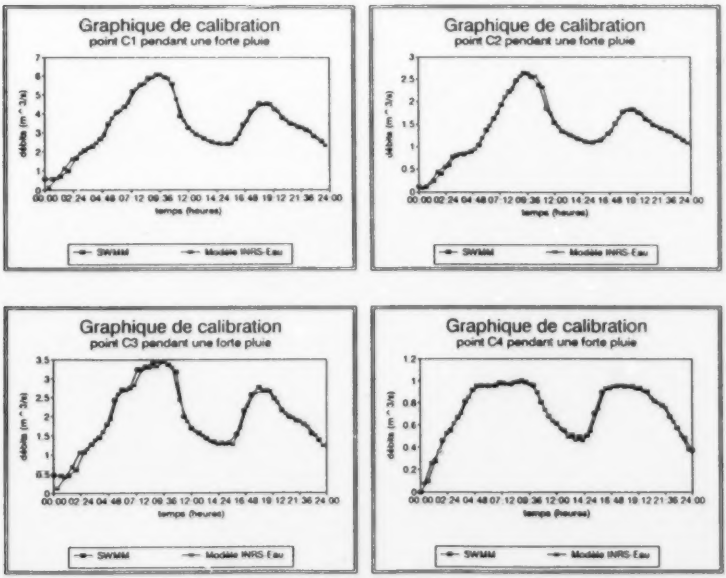


Figure 8. RÉSULTATS DE CALAGE - PLUIE INTENSE

1. Le modèle de Muskingum-Cunge

L'hypothèse de base de ce modèle est reprise sur l'existence d'une relation directe entre le débit à l'entrée I, le débit à la sortie O, et la capacité de rétention du tronçon V:

$V = K [XI + (1-X)O]$
où K et X sont des paramètres.

La formule de différence finie pour calculer le débit au temps t pour le tronçon j est :

$$Q^j_t = C_1 Q^{j-1}_{t-1} + C_2 Q^j_{t-1} + C_3 Q^{j-1}_t$$

où les paramètres C_i sont évalués par les relations suivantes:

$$C_1 = \frac{1+C-D}{1+C+D}$$

$$C_2 = \frac{-1+C+D}{1+C+D}$$

$$C_3 = \frac{1-C+D}{1+C+D}$$

dans lesquels

$C = c\ dt/dx$
$D = (q/S_0)/\ c\ dx$

C est le nombre de Courant et D est une sorte de nombre de Reynolds pour le tronçon (dx).

c, la célérité de l'onde est calculée comme suit:

$$c = 0.25\ (diam_j^{2/3}\ S_j^{1/2}) / n_j$$

q, le débit par unité de largeur est calculé comme suit:
$q = qtot_j / ((3/20)^{3/2}\ diam_j)$

où:
S_j est la pente du tronçon j
n_j est le coefficient de Manning pour le tronçon j
$diam_j$ est le diamètre en mètre du tronçon j
$qtot_j$ est le débit total du tronçon j au temps t-1

2. Modèle de transport, conduite en charge

Certaines parties du réseau sont maintenues en charge délibérément. Pour ces parties, les hydrogrammes sont propagés sans atténuation, ils sont seulement décalés dans temps.

D - La fonction objectif

L'objectif de l'optimisation peut s'énoncer comme suit: minimiser la somme pondérée des débordements pour tous les sites durant l'horizon d'optimisation. Le poids W_i pour un site i représente la sensibilité du milieu récepteur, la qualité des eaux usées autant que le niveau de protection désiré pour le site i. L'optimisation, pour un horizon de m minutes, est répétée un nombre de fois égal à la durée de la pluie en minutes divisé par m. On optimise ainsi les volumes déversés à chacun des sites, lorsqu'il n'y a pas de réservoir. Ces volumes pourraient possiblement être réduits davantage en tenant compte en plus d'une politique de vidange.

La fonction objectif est:

$$F = \min \sum_i \sum_t W_i^t O_i^t$$

N= nombre de sites de débordements
m= horizon d'optimisation en minutes
i= indice du site de débordement
j= indice du tronçon du réseau d'égout
t= pas de temps en minutes
O_i^t= débordement au régulateur i au pas de temps t
I_i^t= débit à l'entrée du régulateur i au pas de temps t
T_i^t= débit intercepté au régulateur i au pas de temps t
Q_j^t= débit du tronçon j au pas de temps t
W_i^t= poids environnemental associé au site du régulateur i au pas de temps t

Cette fonction objective est soumise à différentes contraintes qui sont les suivantes:

- contraintes dynamiques du modèle de transport
- Q_j^t < = capacité(j)
- aucune surcharge sur les tronçons, les capacités hydrauliques des intercepteurs étant respectées
- T_a < = capacité du tronçon du régulateur i au pas de temps t
- les capacités des tronçons menant aux régulateurs ne sont pas dépassées
- $O_a + T_a = I_a$
- conservation de la masse au régulateur i au pas de temps t

Cette formulation du problème ne tient pas compte de la gestion des réservoirs et de l'optimisation.

E - La méthode d'optimisation

La méthode d'optimisation choisie est une méthode de directio conjuguées (La méthode de Powell, Powell, M.J.D, 1965 and Press, W.H. & al., 198 qui ne calcule pas de gradients, une caractéristique importante qui permet une importante diminution du temps de calcul. L'approche utilisée est de minimiser une fonction de plusieurs variables par séquences de minimisation sur chacune des dimensions. Ces minimisations unidimensionnelles sont faites en combinant une méthode d'interpolation parabolique et une "golden section search".

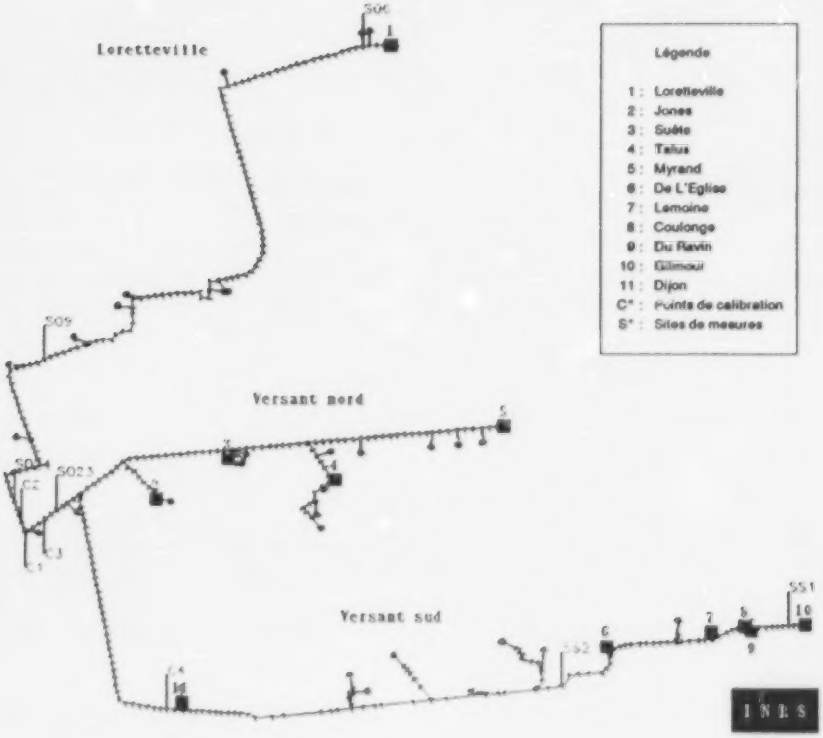


Figure 9: PARTIE OUEST DU RÉSEAU DE LA CUQ

6) RESULTATS ET COMMENTAIRES

Comme il a déjà été expliqué à la section 3.2, le modèle CPI a été utilisé, en comparaison avec le mode statique, pour faire une évaluation préliminaire des volumes de rétention nécessaires. Les éléments retenus pour la comparaison, tels que décrits à la section 5, sont:

A) Les hyétogrammes réels des 56 événements pluvieux de l'été 1988 ont été retenus sur la base que l'été 1988 était suffisamment représentatif, dans le cadre spécifique de cette étude.
B) Pour convertir les hyétogrammes en hydrogrammes pour les sous-bassins, le bloc RUNOFF du modèle SWMM a été utilisé. On a donc utilisé directement les hydrogrammes générés par SWMM comme données pour les fonctions de transport du modèle CPI.
C) Le modèle de transport a été utilisé tel que décrit à la section 5.
D) La fonction objectif et les contraintes sont telles que formulées à la section 5.
E) La méthode de Powell a été utilisée comme algorithme d'optimisation, telle que décrite à la section 5.

Des simulations ont été effectuées pour les 56 événements pluvieux en mode statique, avec le modèle SWMM, qui avait été entièrement calibré au préalable. Pour ces simulations en mode statique, les capacités des régulateurs en aval des réseaux unitaires ont été ajustées au niveau des débits de temps sec, les capacités actuelles sur ces régulateurs étant rarement adéquates.

Des 56 événements, 5 événements pluvieux ont été simulés avec le modèle de l'INRS-Eau. Le processus d'optimisation tire avantage de la capacité hydraulique de l'intercepteur à chacun des sites de débordement montrés à la figure 9, de façon simultanée, et n'est pas limité par les ajustements fixes des régulateurs. La stratégie est de remplir l'intercepteur en premier, et ensuite de répartir les débordements, en tenant compte du poids environnemental de chaque site. Ces 5 événements ont été choisis en tenant compte des considérations suivantes:

a) l'accumulation totale de pluie se situe entre 10 et 20 mm; de façon à démontrer les avantages du CPI par rapport au mode statique dans une situation typique, il a été nécessaire de choisir un événement pluvieux ayant des caractéristiques semblables aux événements nécessitant un contrôle; il n'est pas nécessaire d'optimiser pour les événements extrêmes, les critères de contrôle ne s'y appliquant pas.
b) la partie principale de la pluie dure moins de 4 à 5 heures, les événements plus longs étant plus représentatifs de pluies d'automne pour lesquelles il n'y a pas non plus de critère de contrôle appliqués.

Les quatre premiers événements choisis furent ceux des 5 et 22 juin, 4 juillet et 6 août; malgré les considérations énumérées précédemment, nous avons délibérément choisi un événement pluvieux excédant les événements de contrôle typique, de façon à pouvoir analyser le comportement de l'intercepteur sous optimisation

pour un événement qui sollicite pleinement et de façon continue le réseau; cet événement est celui du 11 juillet.

Pour chacun des 5 événements pluvieux simulés par le simulateur/optimisateur, les tableaux 3 à 7 montrent les volumes débordés à chacun des sites de débordement pour les deux modes de contrôle; à titre indicatif, les hauteurs de pluie sont aussi données pour chacun des sites, qui sont différentes dépendamment de la représentativité du pluviographe utilisé. Les résultats présentés aux tableaux 3 à 7 ont été obtenus sans ajuster le poids environnemental W_i. Cependant, après ajustement de W_i, les volumes débordés peuvent être éliminés sur certains sites spécifiques.

Si l'on regarde ces résultats, on peut voir que pour les cinq événements, le total des volumes déversés a été réduit quand on utilise le CPI par opposition au mode statique; la réduction varie de 32% à 65%. L'utilisation optimale de l'intercepteur sous le mode CPI permet même d'éviter certains débordements.

Les résultats nous indiquent aussi que, en général, le pourcentage de réduction n'est pas constant d'un site à l'autre, ni d'une pluie à l'autre, parce que la capacité disponible de l'intercepteur varie d'un site à l'autre et d'un événement à l'autre. De plus, dans certains cas, le modèle CPI apporte un bénéfice remarquable quand, par exemple, la capacité résiduelle locale disponible est importante (e.g. dans le cas de Loretteville, aucun débordement n'a été généré par les événements pluvieux).

Pour les sites du Versant Sud, le pourcentage de réduction est plus faible qu'ailleurs parce que la capacité résiduelle sur cette partie du réseau est limitée, puisque cette conduite est maintenue en charge, et qu'il y a plusieurs raccordements de bassins unitaires qui sollicitent cette courte portion de l'intercepteur.

Cette réduction des volumes débordés implique automatiquement une réduction des volumes des bassins de rétention nécessaires, amenant à son tour une réduction importante des coûts; dans le cas de cette étude de performance, qui nous a fourni un aperçu préliminaire des volumes de réservoirs nécessaires pour la partie Ouest du territoire de la CUQ, les coûts estimés sont de 71,000,000 $ pour le mode statique et de 60,000,000 $ pour le mode CPI, générant une économie de 15% sur le coût des réservoirs seulement. Comme le mode CPI implique des coûts additionnels pour la base de données et les équipements de télémétrie, un montant additionnel de 4,000,000 $ doit être ajouté au coût des bassins de rétention, portant le coût de la solution CPI à 64,000,000 $, permettant tout de même une économie de 10% comparé au contrôle en mode statique.

7) CONCLUSION

Les débordements de réseaux unitaires constituent un problème auquel la Communauté Urbaine de Québec a à faire face sur la majeure partie de son territoire; cet article présente une approche de Contrôle en Temps Réel pour la gestion des débordements en deux (2) sites spécifiques du territoire de la CUQ: la plage Jacques-Cartier et le Site de la Marina de Sillery. Cette approche de Contrôle en Temps Réel peut être poursuivie par l'implantation d'un modèle de Contrôle Prédictif Intégré (CPI), le modèle de l'INRS-Eau.

Cette approche tient compte, simultanément pour chaque site de débordement, de l'état de tout le réseau en termes de débit et de capacité résiduelle (basé sur des mesures en continu et un système de télémétrie) et des critères de contrôle fixés

Tableau 3. VOLUMES DÉBORDÉS POUR LA PLUIE DU 5 JUIN 1988 (DURÉE DE 3 HEURES)

	STATIQUE (M3)	CPI (M3)	Hauteur de pluie (mm)
LORETTEVILLE	1,595	0	8.5
JONES	1,093	0	7.7
SUETE	2,063	88	7.7
TALUS	5,225	1,072	8.5
MYRAND	5,015	715	8.5
DE L'EGLISE	456	428	12.5
DIJON	856	0	7.7
LEMOINE	3,075	3,172	16
COULONGE	3,622	1,794	16
DU RAVIN	56	229	16
GILMOUR	1,411	1,497	16
TOTAL	24,467	8,995	
% de réduction du débordement		63.24%	

Tableau 4. VOLUMES DÉBORDÉS POUR LA PLUIE DU 22 JUIN 1988 (DURÉE DE 3 HEURES)

	STATIQUE (M3)	CPI (M3)	Hauteur de pluie (mm)
LORETTEVILLE	2,388	0	11
JONES	2,502	18	17.6
SUETE	4,552	2,054	17.6
TALUS	6,422	2,404	11
MYRAND	6,131	2,693	11
DE L'EGLISE	491	471	19
DIJON	3,281	335	17.6
LEMOINE	2,936	2,996	15
COULONGE	3,679	2,030	15
DU RAVIN	67	248	15
GILMOUR	1,413	1,660	15
TOTAL	33,862	14,909	
% de réduction du débordement		55.97%	

Tableau 5. VOLUMES DÉBORDÉS POUR LA PLUIE DU 4 JUILLET 1988 (DURÉE DE 3 HEURES)

	STATIQUE (M3)	CPI (M3)	Hauteur de pluie (mm)
LORETTEVILLE	2,072	36	8
JONES	2,143	655	11
SUETE	3,953	1,935	11
TALUS	5,139	2,116	8
MYRAND	4,662	1,609	8
DE L'EGLISE	0	0	7.5
DIJON	1,617	340	11
LEMOINE	406	456	4
COULONGE	250	0	4
DU RAVIN	0	0	4
GILMOUR	113	0	4
TOTAL	20,355	7,147	
% de réduction du débordement		64.89%	

Tableau 6. VOLUMES DÉBORDÉS POUR LA PLUIE DU 11 JUILLET 1988 (DURÉE DE 4 HEURES)

	STATIQUE (M3)	CPI (M3)	Hauteur de pluie (mm)
LORETTEVILLE	4,652	738	21.3
JONES	3,203	786	20
SUETE	5,870	3,122	20
TALUS	14,300	9,255	21.3
MYRAND	13,411	8,741	21.3
DE L'EGLISE	1,667	1,641	30.5
DIJON	3,106	680	20
LEMOINE	8,524	8,630	39
COULONGE	11,283	9,353	39
DU RAVIN	456	693	39
GILMOUR	4,306	4,621	39
TOTAL	70,778	48,260	
% de réduction du débordement		31.81%	

Tableau 7. VOLUMES DÉBORDÉS POUR LA PLUIE DU 6 AOUT 1988 (DURÉE DE 4 HEURES)

	STATIQUE (M3)	CPI (M3)	Hauteur de pluie (mm)
LORETTEVILLE	1,585	0	8
JONES	3,612	1,181	17
SUETE	6,727	3,396	17
TALUS	4,061	1,568	8
MYRAND	3,742	855	8
DE L'EGLISE	293	279	14
DIJON	2,920	878	17
LEMOINE	1,919	1,984	11
COULONGE	2,232	1,167	11
DU RAVIN	39	118	11
GILMOUR	906	909	11
TOTAL	28,036	12,335	
% de réduction du débordement		56.00%	

pour chacun de ces sites de débordement, dans le but de remplir prioritairement l'intercepteur, et de distribuer ensuite les volumes excédentaires en fonction des poids environnementaux qui ont été attribués à chacun des sites de débordement. La décision concernant quoi, combien et où déborder est dictée par un processeur central qui coordonne toutes les opérations, en temps réel.

Faisant partie d'une étude globale sur tout le territoire de la CUQ, une étude sectorielle a été effectuée pour évaluer la performance du mode de Contrôle Prédictif Intégré (CPI) par rapport au mode de contrôle statique; dans la même étude sectorielle, des volumes de rétention préliminaires ont été évalués. Les résultats de cette étude montrent clairement les avantages d'utiliser une approche de Contrôle Prédictif Intégré, puisque les volumes totaux excédentaires à retenir ont été considérablement réduits avec le mode CPI (jusqu'à 65% de réduction) et puisque les débordements ont été distribués de façon optimale, en tenant compte des spécificités environnementales de chaque site.

Les avantages de l'utilisation du mode CPI se manifestent aux plans environnemental, gestion aussi bien qu'économique. Environnementalement, il est possible de prédire les débits qui seront acheminés à la station d'épuration et de gérer de façon optimale les réservoirs de rétention afin de réduire la fréquence des débordements et ainsi d'assurer des rejets moindres d'eaux contaminées vers les cours d'eau, tout en tirant le maximum des ouvrages existants. D'un point de vue de gestion, étant donné que le mode CPI contrôle le réseau globalement, il est possible d'obte-

nir, en temps réel, l'information sur les états du réseau (surcharge, débordements, mauvais fonctionnement); ceci permet au gestionnaire de prendre rapidement conscience des causes et des conséquences de ces états anormaux. Économiquement, le dimensionnement des réservoirs effectué à l'aide d'un outil de type CPI permet de réduire le volume et même le nombre des réservoirs requis. Dans le cas de l'étude de performance, les données préliminaires montrent une réduction globale de 10% des coûts, lorsqu'on utilise le mode CPI. On peut également être assuré que dans le cas du dimensionnement des réservoirs, les volumes requis ne sont ni surestimés, ni sous-estimés; en effet, le rapport protection environnementale/coûts financiers est optimisé, en fonction de la stratégie de contrôle utilisée.

Dans cette brève étude sommaire, la puissance du simulateur/optimisateur a été partiellement révélée puisque certains de ces modules sont encore en développement et en vérification; la poursuite du projet global de la CUQ pourra faire ressortir de nouvelles avenues pour améliorer et optimiser tous les modules faisant partie du modèle développé par l'INRS-Eau.

8) REFERENCES

Field R. (1986) : State-of-the-art update on combined sewer overflow control. CRC Critical reviews in environmental control, vol. 16, no 2, p.147-165.

Howard, K., Saul, A.J., Thornton, R.C. and Person, L.G., (1986): The effects of combined sewer overflows upon receiving waters, Urban Storm Water quality and effects upon receiving waters, Proceedings and Information/TNO Committee on Hydrological Research, no.36, eds. F.H.M. Van de Ven and J.C. Hoogarth, Wageningen, The Netherlands.

Huber, W.C., Heany, J.P., Nix, S.J., Dickinson, R.E., and Polmann, D.J., (1984): Storm Water Management Model User's Manual - Version 3, U.S. Environmental Protection Agency, EPA-600/2-84-109a (NTIS PB84-198423), Cincinnati, Ohio, USA.

Lavallée, P. (1989). Gestion des eaux usées en temps de pluie : les impacts sur le milieu récepteur des événements fréquents. Thèse de Ph.D., INRS-Eau, Québec, Canada, 210 pages.

Lavallée, P. (1988). Contrôle de l'opération des ouvrages d'assainissement de la CUQ - Projet 333 - Dimensionnement du réservoir de la station Ouest. Rapport d'étape.

Lavallée, P., Shoiry, P. (1985). L'influence des déversements nouveaux sur la qualité de l'eau du fleuve Saint-Laurent dans la région de Québec. Conférence régionale de l'AQTE. Mai 1985, 21 p.

Lavallée, P. et Lessard, P. (1984). Importance de la contamination des débordements de réseau unitaire. Sciences et techniques de l'eau, vol. 17, no 4, p.353-357.

Lavallée, P., Lessard, P. et Villeneuve, J.P. (1984). Water Quality Variations in Running Waters due to Combined Sewer Overflowing. Evaluation of Negative Influence. 3rd International Conference on Storm Urban Drainage, Sweden, June 4-8.

Lavallée, P., Bernier, G. (1980). Étude de l'influence des débordements de réseaux unitaires de la ville de Québec sur la qualité de l'eau de la rivière Saint-Charles, Ministère de l'Environnement, Direction générale de l'assainissement des eaux, rapport 80-05, Québec, 31 pages, 6 annexes.

Les Consultants BPR (1990). Contrôle de l'opération des ouvrages d'assainissement de la CUQ - Projet 333 - Campagne de mesures de l'été 1989 - Rapport final.

Les Consultants BPR et INRS-Eau (1990). Contrôle de l'opération des ouvrages d'assainissement de la CUQ - Projet 333 - Comparaison des performances des modes de contrôle - Mandat spécial - Rapport final.

Ponce, V.M. & al. (1978). Muskingum-Cunge method with variable parameters. Proceedings of the ASCE, Vol. 104, No. HY12, pp. 1663-1667.

Powell, M.J.D. (1965). A method for minimizing a sum of squares of non-linear functions without calculating derivatives. The Computer Journal, vol.7, p.303-307.

Press, W.H., Flannery, B.P., Teukolsky, S.A. et W.T. Vetterling (1988). Numerical recipes in C, the art of scientific computing. Cambridge University Press, 735p.

Villeneuve, J.P., Lavallée, P., Marcoux, C. (1989). Une rivière en péril. Dossier - Magazine RÉSEAU de l'Université du Québec. Septembre.